

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE
INGENIEROS DE MINAS Y ENERGÍA
Titulación: **GRADO EN INGENIERÍA
DE LA ENERGÍA**

TRABAJO FIN DE GRADO

DEPARTAMENTO DE
ENERGÍA Y COMBUSTIBLES

UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO DE
GLP's

DIEGO SÁNCHEZ DE LEÓN ALDAMA

MAYO DE 2015

Titulación: **GRADO EN INGENIERÍA DE LA ENERGÍA**

Plan: 2010

Autorizo la presentación del proyecto

UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO DE GLP's

Realizado por

DIEGO SÁNCHEZ DE LEÓN ALDAMA

Dirigido por

ENRIQUE QUEROL

Firmado:

Fecha:

AGRADECIMIENTOS

Antes de nada, me gustaría agradecer el apoyo a todas las personas con las que compartí experiencias durante la carrera y el proyecto. Tras haber asumido tantas derrotas juntos, ya por fin está terminando esta etapa, que tantos disgustos y alegrías nos ha dado. Agradecer a cada persona que ha sido un apoyo durante este tránsito ya que esta carrera hubiese sido imposible de terminar, sin ayuda de un grupo sólido de apoyo. Cuando uno está decaído, es llevado en volandas por los demás, siempre habiendo alguien allanando el camino mientras no te quedan fuerzas.

Agradecer a mi tutor, Enrique Querol, por su paciencia y su seguimiento cercano durante todo el proyecto, siendo un punto de apoyo inquebrantable. A pesar de que no ha sido sencillo al final se ha logrado el objetivo.

Todo esto lo agradezco.

Diego Sánchez de León Aldama

CONTENIDOS

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES	III
ÍNDICE DE TABLAS	VI
RESUMEN	VII
ABSTRACT	VIII
DOCUMENTO Nº1: MEMORIA.....	I
1. OBJETIVOS Y ALCANCE.....	2
2. MEMORIA DE LA SIMULACIÓN	3
3. RESULTADOS Y DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS	21
3.1 LÍNEAS.....	21
3.2 TORRES DE FRACCIONAMIENTO	22
3.3 INTERCAMBIADORES:	23
3.3.1 INTERCAMBIADOR DE SW (LINEA DE PROPANO):.....	25
3.3.2 INTERCAMBIADOR DE SW (LINEA DE BUTANO)	27
3.3.3 INTERCAMBIADOR DE SW (LINEA DE C ₅ +).....	29
3.3.4 INTERCAMBIADOR PROPANO (LÍNEA DE BUTANO)	31
3.3.5 INTERCAMBIADOR PROPANO (LÍNEA DE PROPANO)	33
3.3.6 CONDENSADOR DESETANIZADORA	35
3.3.7 CONDENSADOR DESPROPANIZADORA	37
3.3.8 CONDENSADOR DESBUTANIZADORA.....	39
3.3.9 REBOILER DESETANIZADORA	41
3.3.10 REBOILER DESPROPANIZADORA	43
3.3.11 REBOILER DESBUTANIZADORA.....	45
3.4 DIAGRAMA DE FLUJOS	47
4. BIBLIOGRAFÍA	49
DOCUMENTO Nº 2: ESTUDIO ECONÓMICO	50
1. COSTES.....	51
1.1 Executive summary	54

2.	COMPARATIVA.....	55
3.	VAN (Valor Actual Neto).....	57
4.	TIR (Tasa Interna de Retorno).....	58
5.	Resultados del Estudio de Rentabilidad.....	58
7.	CONCLUSIONES.....	60
DOCUMENTO N°3: ANEXOS		61
ANEXO A: TORRES DE FRACCIONAMIENTO		62
ANEXO B: DISEÑO DE PLATOS		66
ANEXO C: INTERCAMBIADORES DE CALOR.....		68
ANEXO D: LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA		69
ANEXO E: ESQUEMA UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO DE GLP's		73

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

<i>Ilustración 1: Elementos</i>	<i>3</i>
<i>Ilustración 2: Mixer.....</i>	<i>4</i>
<i>Ilustración 3: Esquema fraccionamiento de GLP's y datos de operación</i>	<i>5</i>
<i>Ilustración 4: Desetanizadora</i>	<i>6</i>
<i>Ilustración 5: Perfil de temperaturas desetanizadora.....</i>	<i>7</i>
<i>Ilustración 6: Perfiles de componentes líquidos desetanizadora</i>	<i>8</i>
<i>Ilustración 7: Perfil de presiones desetanizadora</i>	<i>8</i>
<i>Ilustración 8: Factor de separación desetanizadora.....</i>	<i>9</i>
<i>Ilustración 9: Despropanizadora.....</i>	<i>10</i>
<i>Ilustración 10: Perfil temperaturas despropanizadora.....</i>	<i>11</i>
<i>Ilustración 11: Perfiles de componentes líquidos despropanizadora</i>	<i>11</i>
<i>Ilustración 12: Perfil de presiones despropanizadora.....</i>	<i>12</i>
<i>Ilustración 13: Factor de separación despropanizadora.....</i>	<i>12</i>
<i>Ilustración 14: Válvula</i>	<i>13</i>
<i>Ilustración 15: Intercambiadores de calor línea de propano</i>	<i>14</i>
<i>Ilustración 16: Desbutanizadora.....</i>	<i>15</i>
<i>Ilustración 17: Perfil de temperaturas desbutanizadora</i>	<i>16</i>
<i>Ilustración 18: Perfiles de componentes líquidos desbutanizadora</i>	<i>16</i>
<i>Ilustración 19: Perfil presiones desbutanizadora</i>	<i>17</i>
<i>Ilustración 20: Factor de separación desbutanizadora</i>	<i>17</i>
<i>Ilustración 21: Intercambiadores de calor línea de butano</i>	<i>18</i>
<i>Ilustración 22: Intercambiador de calor SW línea C₅₊</i>	<i>19</i>
<i>Ilustración 23: Torre de fraccionamiento</i>	<i>20</i>
<i>Ilustración 24: Gráfico diámetro líneas.....</i>	<i>22</i>
<i>Ilustración 25: Dimensionamiento torres de fraccionamiento</i>	<i>23</i>
<i>Ilustración 26: Intercambiador BEM.....</i>	<i>24</i>
<i>Ilustración 27: Tipos de deflectores</i>	<i>24</i>

<i>Ilustración 28: Intercambiador SW (línea de propano) 1</i>	25
<i>Ilustración 29: Intercambiador de SW (línea de propano) 2</i>	26
<i>Ilustración 30: Intercambiador de SW (línea de butano) 1</i>	27
<i>Ilustración 31: Intercambiador de SW (línea de butano) 2</i>	28
<i>Ilustración 32: Intercambiador de SW (línea de C₅+) 1</i>	29
<i>Ilustración 33: Intercambiador de SW (línea de C₅+) 2</i>	30
<i>Ilustración 34: Intercambiador propano (línea de butano) 1</i>	31
<i>Ilustración 35: Intercambiador propano (línea de butano) 2</i>	32
<i>Ilustración 36: Intercambiador de propano (línea de propano) 1</i>	33
<i>Ilustración 37: Intercambiador de propano (línea de propano) 2</i>	34
<i>Ilustración 38: Condensador desetanizadora 1</i>	35
<i>Ilustración 39: Condensador desetanizadora 2</i>	36
<i>Ilustración 40: Condensador despropanizadora 1</i>	37
<i>Ilustración 41: Condensador despropanizadora 2</i>	38
<i>Ilustración 42: Condensador desbutanizadora 1</i>	39
<i>Ilustración 43: Condensador desbutanizadora 2</i>	40
<i>Ilustración 44: Reboiler desetanizadora 1</i>	41
<i>Ilustración 45: Reboiler desetanizadora 2</i>	42
<i>Ilustración 46: Reboiler despropanizadora 1</i>	43
<i>Ilustración 47: Reboiler despropanizadora 2</i>	44
<i>Ilustración 48: Reboiler desbutanizadora 1</i>	45
<i>Ilustración 49: Reboiler desbutanizadora 2</i>	46
<i>Ilustración 50: Diagrama de Flujos</i>	47
<i>Ilustración 51: Torres Fraccionamiento</i>	48
<i>Ilustración 52: Central</i>	48
<i>Ilustración 53: Precios Bloomberg</i>	56
<i>Ilustración 54: Influencia Inversión Inicial</i>	59
<i>Ilustración 55: Variación del PAYBACK</i>	59

<i>Ilustración 56: VAN vs Tasa de descuento.....</i>	<i>60</i>
<i>Ilustración 57: Torres fraccionamiento Gorgon</i>	<i>64</i>
<i>Ilustración 58: Esquema torre de fraccionamiento.....</i>	<i>65</i>
<i>Ilustración 59: Plato torres de fraccionamiento</i>	<i>67</i>
<i>Ilustración 60: Bubble Cup</i>	<i>67</i>
<i>Ilustración 61: Localización central</i>	<i>70</i>
<i>Ilustración 62: Plano central.....</i>	<i>71</i>
<i>Ilustración 63: Construcción central</i>	<i>72</i>

ÍNDICE DE TABLAS

<i>Tabla 1: Engineering Handbook: Torres de fraccionamiento</i>	<i>5</i>
<i>Tabla 2: Valores desetanizadora.....</i>	<i>7</i>
<i>Tabla 3: Valores despropanizadora</i>	<i>10</i>
<i>Tabla 4: Valores desbutanizadora</i>	<i>15</i>
<i>Tabla 5: Dimensionamiento de líneas</i>	<i>21</i>
<i>Tabla 6: Capital cost evaluation basis</i>	<i>51</i>
<i>Tabla 7: Project results summary</i>	<i>51</i>
<i>Tabla 8: Project capital summary</i>	<i>52</i>
<i>Tabla 9: Engineering Summary.....</i>	<i>52</i>
<i>Tabla 10: Operating Labor Maintenace Costs</i>	<i>53</i>
<i>Tabla 11: Utilities Costs.....</i>	<i>53</i>
<i>Tabla 12: Equipment Cost.....</i>	<i>54</i>
<i>Tabla 13: Invesment.....</i>	<i>54</i>
<i>Tabla 14: Cantidades en masa y volumen.....</i>	<i>55</i>
<i>Tabla 15: Precios.....</i>	<i>55</i>
<i>Tabla 16: Beneficios brutos escenario 1.....</i>	<i>55</i>
<i>Tabla 17: Cantidades de producto.....</i>	<i>56</i>
<i>Tabla 18: Beneficios brutos por producto.....</i>	<i>57</i>
<i>Tabla 19: Resultado comparativa.....</i>	<i>57</i>
<i>Tabla 20: Resultados estudio de rentabilidad.....</i>	<i>58</i>

RESUMEN

El proyecto consiste en la simulación y diseño de la **unidad de fraccionamiento** de la central de *Gorgon* localizada en Australia. La unidad separa el GNL dando lugar a propano 98% molar, butano 98% molar y C₅₊ y los establece a las condiciones óptimas de almacenamiento. El proyecto ha sido llevado a cabo mediante varios programas: Aspen Plus V8, Microsoft Visio y Microsoft Excel.

La integración de la planta de fraccionamiento y tren consiste en:

- La alimentación de la planta de fraccionamiento procede de los distintos separadores de líquido durante el proceso de pre enfriamiento del gas natural.
- Los ligeros de cabeza de la desetanizadora se devuelven al proceso para su licuación e incorporación al GNL producido.
- Los intercambiadores de propano para el almacenamiento en líquido del propano y butano producidos, se alimentan del circuito de propano del ciclo de licuación.
- La salida de condensados C₅₊, se dirigen a la unidad de estabilización de condensados de la planta de GNL.

ABSTRACT

This project is about the design and simulation of the **Fractionation unit** of the Gorgon Central in Australia. This unit separates the LNG to Propane 98%, Butane 98% and C₅+ at the optimal storage conditions of each product. The project has being developed with different software: Aspen Plus V8, Microsoft Visio and Microsoft Excel.

The integration of the **Fractionating unit** and the melting train consists on:

- Feed of the fractionation unit comes from different liquid separators during the natural gas precooling.
- The light products that leave the deetanizer are given back to the melting process in order to melt them and incorporate them to de GNL procedure.
- The propane exchangers used to melt the propane and butane in order to storage them at their optimal conditions, are feeded by a propane circuit of the melting process.
- The C₅+ is driven to the melting stabilization unit of the GNL plant.

DOCUMENTO N°1: MEMORIA

Unidad de fraccionamiento de GLP'

1. OBJETIVOS Y ALCANCE

El objetivo del proyecto, es el diseño de la unidad de fraccionamiento de GLP de un tren de licuación en Gorgon LNG simulándolo en Aspen Plus V8.

También está enfocado al estudio, análisis y comprensión de todos los procesos involucrados en el fraccionamiento de GLPs, desde las torres de fraccionamiento hasta sus diferentes intercambiadores.

El alcance del Proyecto cubrirá los siguientes puntos:

1. Simulación del proceso de fraccionamiento. Utilización del programa Aspen para llevar a cabo esta tarea.
2. Dimensionamiento inicial de equipos principales (Separadores e intercambiadores) y tuberías de interconexión.
3. Diagrama de flujo del proceso.
4. Presupuesto y estudio económico.

2. MEMORIA DE LA SIMULACIÓN

El programa utilizado para simular la **Unidad de Fraccionamiento** es Aspen Plus V8. Las composiciones de entrada se asimilaron a las que proveía el artículo de *GPSA Engineering Handbook*. Los elementos que participan en la simulación vienen en la *Ilustración 1: Elementos*

METANO	C1
ETANO	C2
PROPANO	C3
ISO-BUTANO	I-C4
N-BUTANO	N-C4
PENTANOS	C5+

Ilustración 1: Elementos

La unidad de fraccionamiento está formada por tres columnas *rad-frac*:

- *Desetanizadora*: Torre encargada de separar los componentes más volátiles de los elementos descritos con anterioridad: Metano y Etano.
- *Despropanizadora*: Torre encargada de separar el propano de la corriente principal. (98% molar)
- *Desbutanizadora*: Torre encargada de separar el butano de la corriente principal. (98% molar)

Las columnas con un mayor número de platos proveen una mayor pureza y eficiencia del fraccionamiento. También es importante el conocimiento de la etapa a la que entra el *feed* de gases, que dependiendo de ello, el fraccionamiento es más o menos eficiente en igualdad de condiciones. La altura de las torres depende del número de platos, así como su precio, a mayor altura, su precio se ve incrementado.

A parte de las columnas existen otros equipos que forman la unidad de fraccionamiento, como pueden ser los intercambiadores de calor, condensadores, *reboilers* y válvulas. Todos los equipos están unidos mediante una red de tubos. En los anexos se encuentra el esquema general de la unidad simulada en Aspen.

En primer lugar, el gas de entrada llega al *mixer* en estado líquido. Este instrumento sirve para juntar las diferentes corrientes que llegan a la unidad. Las corrientes tienen temperaturas diferentes a la entrada, por lo que con la finalidad de conocer su temperatura de entrada, se propuso la realización de una interpolación de todas las temperaturas de las diferentes ramas con inicio el tren de licuación y terminación en la unidad de fraccionamiento.

La temperatura media resultante fue de 255 K. Respecto a la presión de trabajo a la entrada de la unidad es de 40 bar. El *mixer* viene representando en la *Ilustración 2: Mixer*.

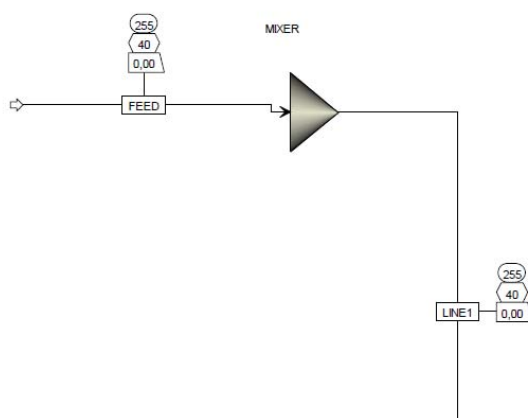


Ilustración 2: Mixer

Tras el *mixer*, se hizo uso de una válvula para reducir la presión de entrada en la primera columna (desetanizadora), ya que la presión de trabajo de la torre es inferior a la de entrada del fluido. Para simular todas las columnas, se utilizó *rad-frac* con condensador y *reboiler* acoplados cuyo dimensionamiento es realizado más adelante.

Para la simulación de las torres fue utilizado el esquema de la *Ilustración 3: Esquema fraccionamiento de GLP's y datos de operación* de manera orientativa, el cual, proporciona a parte temperaturas y presiones de trabajo, el número de tapas, el *reflux ratio* y más características sobre las diferentes torres.

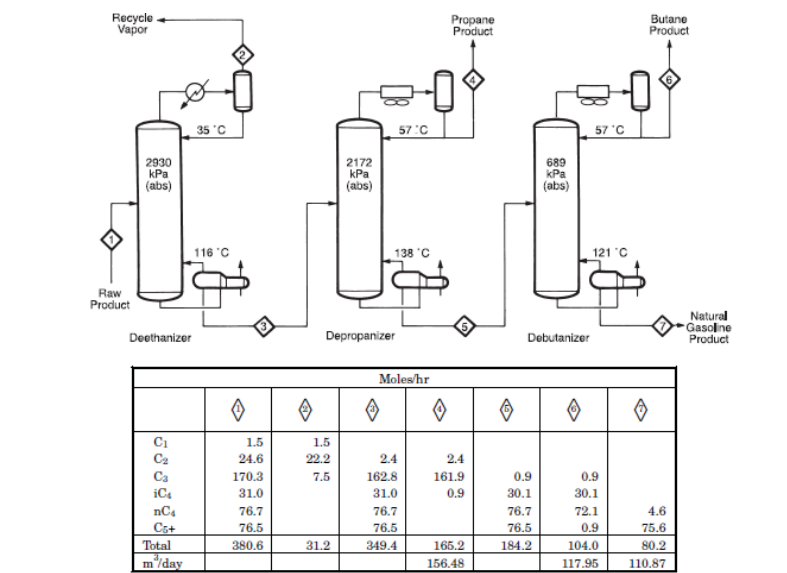


Ilustración 3: Esquema fraccionamiento de GLP's y datos de operación

Las características como el número de tapas, el *reflux ratio* y las eficiencias de las bandejas se pueden consultar en la *Tabla 1: Engineering Handbook: Torres de fraccionamiento*.

Tabla 1: Engineering Handbook: Torres de fraccionamiento

	Operating Pressure, kPa (ga)	Number of Actual Trays	Reflux ¹ Ratio	Reflux ² Ratio	Tray Efficiency, %
Demethanizer	1380 - 2750	18-26	Top Feed	Top Feed	45 - 60
Deethanizer	2590 - 3100	25-35	0.9 - 2.0	0.6 - 1.0	50 - 70
Depropanizer	1650 - 1860	30-40	1.8 - 3.5	0.9 - 1.1	80 - 90
Debutanizer	480 - 620	25-35	1.2 - 1.5	0.8 - 0.9	85 - 95
Butane Splitter	550 - 690	60-80	6.0 -14.0	3.0 - 3.5	90 - 110
Rich Oil Fractionator (Still)	900 - 1100	20-30	1.75 - 2.0	0.35 - 0.40	Top 67 Bottom 50
Rich Oil Deethanizer	1380 - 1725	40	—	—	Top 25-40 Bottom 40-60
Condensate Stabilizer	690 - 2750	16-24	Top Feed	Top Feed	40-60

¹Reflux ratio relative to overhead product, mol/mol

²Reflux ratio relative to feed. m³/m³

En primer lugar se diseñó la *desetanizadora* que viene representada en la *Ilustración 4: Desetanizadora*.

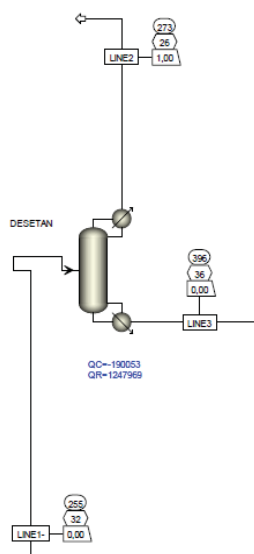


Ilustración 4: Desetanizadora

El fluido que entra en la columna es sometido a un proceso de separación en función de volatilidades. Por cabeza de la columna salen etano y metano. La columna esta provista de un condensador y un *reboiler*, para condensar y vaporizar el fluido que sale por cabeza y fondo respectivamente.

El condensador será alimentado con propano y el *reboiler* con aceite térmico. No es posible la utilización del SW ya que las temperaturas de operación no lo permiten (impacto ambiental). Respecto al *reboiler*, recibe calor por medio del aceite térmico proveniente del intercambiador situado en el escape de las turbinas de gas que generan la electricidad demandada en la planta.

En el arranque, se alimentará mediante el calor de los hornos. Para que las composiciones de salida de la torre fueran válidas era necesario que desapareciese el etano y metano de la corriente principal y dejaran la torre por cabeza. La torre esta provista de 30 *stages* y el fluido entra en la torre por el 18. Como se ha comentado, los productos que salen por cabeza, fundamentalmente metano y etano en estado gaseoso, se recirculan al tren de licuación. El condensador se encuentra a una presión de 25,9 bar y la caída de presión por plato es de 0,34 bar. En la *Tabla 2: Valores desetanizadora*, se tienen los resultados de la *desetanizadora* que dan una aproximación de sus dimensiones:

Tabla 2: Valores desetanizadora

DESETANIZADORA		
CONDENSER		
Name	Value	Units
Temperature	272,91	K
Subcooled temperature		
Heat duty	-190069,25	Watt
Subcooled duty		
Distillate rate	0,09	kg/sec
Reflux rate	0,64	kg/sec
Reflux ratio	7,15	
REBOILER		
Temperature	395,85	K
Heat duty	1247984,92	Watt
Bottoms rate	2,53	kg/sec
Boilup rate	7,45	kg/sec
Boilup ratio	2,94	

El perfil de temperaturas de la *desetanizadora* está representado en la *Ilustración 5: Perfil de temperaturas desetanizadora*. En este gráfico se puede observar que la temperatura aumenta a medida que se acercan al fondo de la columna debido a la presencia del *reboiler*.

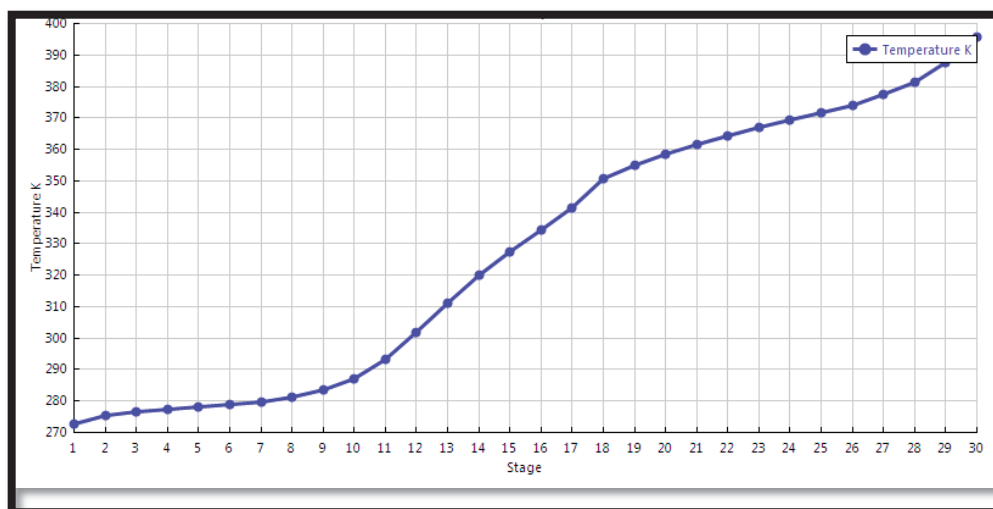


Ilustración 5: Perfil de temperaturas desetanizadora

Los perfiles de los componentes líquidos en función de la etapa viene representado en la *Ilustración 6: Perfiles de componentes líquidos desetanizadora*. Se observa cómo la fracción disminuye a medida que aumentamos el número de *stages*.

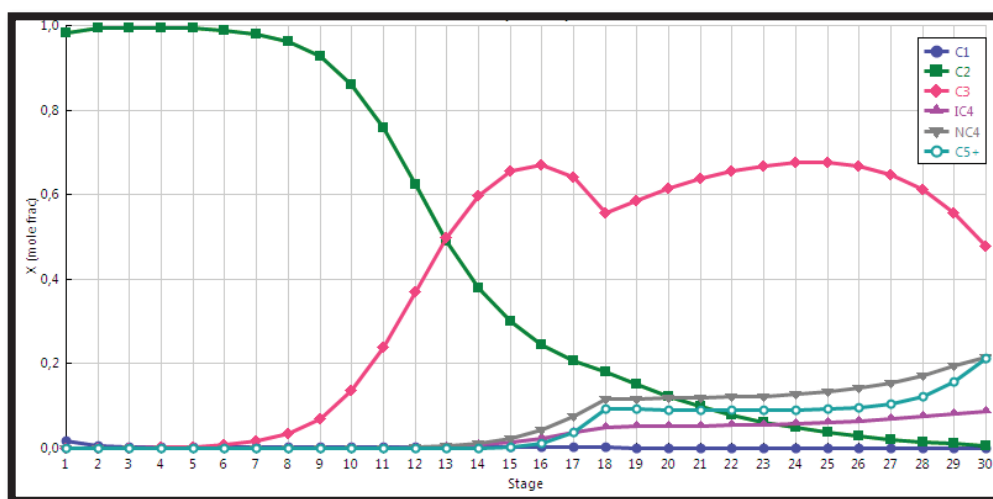


Ilustración 6: Perfiles de componentes líquidos desetanizadora

El perfil de presiones en función de las etapas viene representado en la *Ilustración 7: Perfil de presiones desetanizadora*. Este perfil muestra que a medida que se desciende en la columna, aumenta la presión de manera lineal.

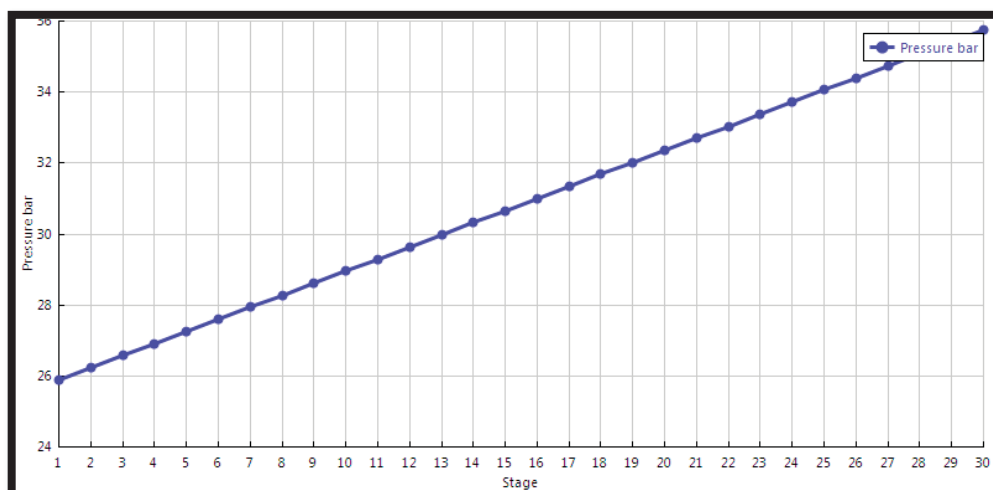


Ilustración 7: Perfil de presiones desetanizadora

El factor de separación de la *desetanizadora* es otra característica a tener en cuenta. Viene representado en la *Ilustración 8: Factor de separación desetanizadora*. En este gráfico se observa que a mayor volatilidad del componente, mayor factor de separación. Es decir, que hay una mayor facilidad de separación de ese compuesto del conjunto.

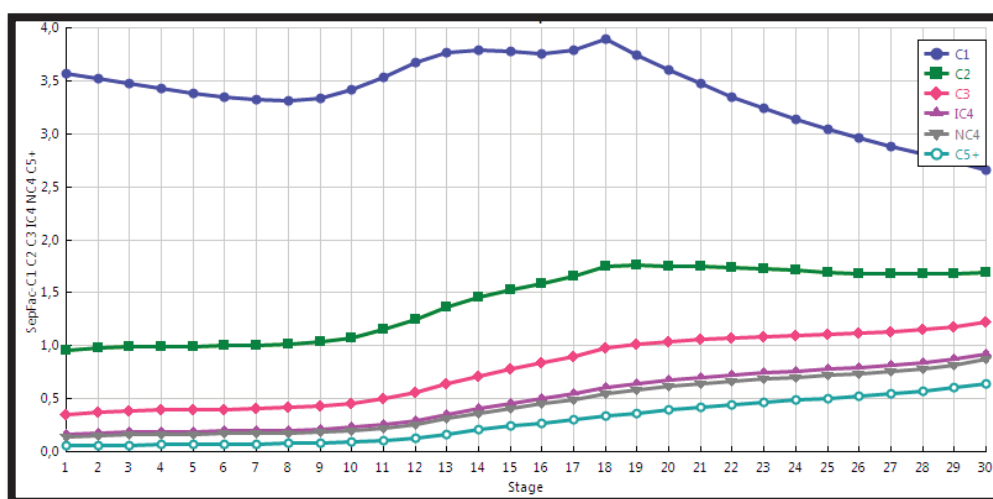


Ilustración 8: Factor de separación desetanizadora

Una vez dejada atrás la torre *desetanizadora*, se hizo uso de otra válvula para poder disminuir la presión de entrada en la *despropanizadora*, cuyas presiones de trabajo son inferiores. Dicha torre se utilizará para separar el propano en un 98% molar por cabeza. Esta válvula se acopló por la incapacidad de conseguir una presión correcta de entrada a la *despropanizadora*. De este modo, la presión óptima de funcionamiento de la torre

Tras el paso por la *desetanizadora*, el fluido que deja la torre por fondo en estado líquido, esta libre de etano y metano y se dirige a la siguiente torre. Una vez dejada a tras la anterior torre, se realizó el diseño de la *despropanizadora*, que viene representada en la *Ilustración 9: Despropanizadora*, al igual que sus líneas de entrada y salida de producto.

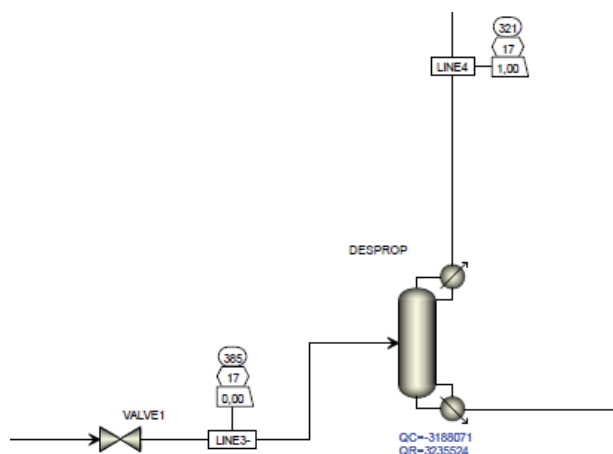


Ilustración 9: Despropanizadora

Esta torre se utiliza para la separación del propano en estado gaseoso por cabeza en un 98% molar. El número de *stages* de esta columna son 40, siendo 10 *stages* más alta que la primera. El *stage* por el que entra en la *despropanizadora* es el número 5. La presión del condensador es de 16,5 bar y la caída de presión por plato es de 0,14 bar. Los resultados de la *despropanizadora* vienen dados en la *Tabla 3: Valores despropanizadora*

Tabla 3: Valores despropanizadora

DESPROPANIZADORA		
CONDENSER		
Name	Value	Units
Temperature	321,07	K
Subcooled temperature		
Heat duty	-3188065,44	Watt
Subcooled duty		
Distillate rate	0,99	kg/sec
Reflux rate	10,94	kg/sec
Reflux ratio	11,05	
REBOILER		
Temperature	406,10	K
Heat duty	3235515,81	Watt
Bottoms rate	1,54	kg/sec
Boilup rate	14,76	kg/sec
Boilup ratio	9,57	

El perfil de temperaturas de la *despropanizadora* está representado en la *Ilustración 10: Perfil temperaturas despropanizadora*. En este gráfico se puede observar que la temperatura aumenta a medida que se acerca el fondo de la columna. Este incremento se acentúa a partir de la etapa 26.

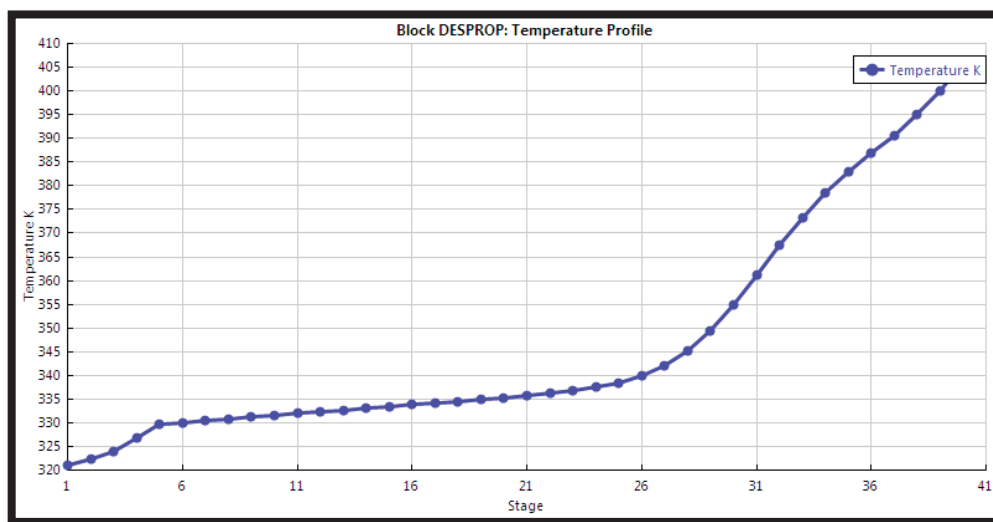


Ilustración 10: Perfil temperaturas despropanizadora

Los perfiles de los componentes líquidos en la columna despropanizadora en función de la etapa viene representado en la *Ilustración 11: Perfiles de componentes líquidos despropanizadora*. Se observa cómo la fracción va disminuyendo a medida que aumenta el número de *stages*, es decir, hacia el fondo (plato 41), es empobrecido en propano, ya que este sale por cabeza (plato 1)

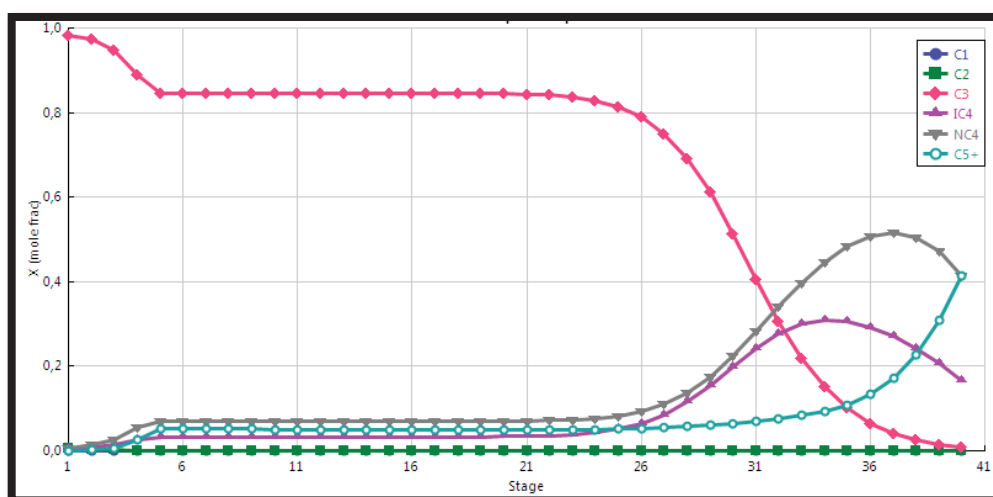


Ilustración 11: Perfiles de componentes líquidos despropanizadora

El perfil de presiones en función de las etapas viene representado en la *Ilustración 12: Perfil de presiones despropanizadora*. De la misma manera que en la desetanizadora este perfil muestra que a medida que se desciende en la columna aumenta la presión de manera lineal.

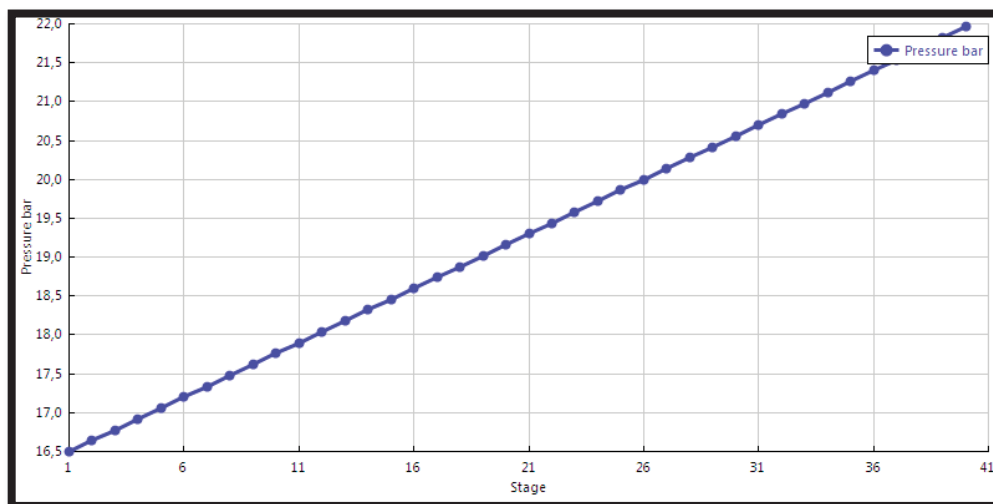


Ilustración 12: Perfil de presiones despropanizadora

El factor de separación de la despropanizadora es otra característica a tener en cuenta, viene representado en la *Ilustración 13: Factor de separación despropanizadora*. En este gráfico se observa que a mayor volatilidad del componente, mayor factor de separación. Es decir, que hay una mayor facilidad de separación de ese compuesto del conjunto. Por eso se puede observar que el metano tiene el mayor factor de separación.

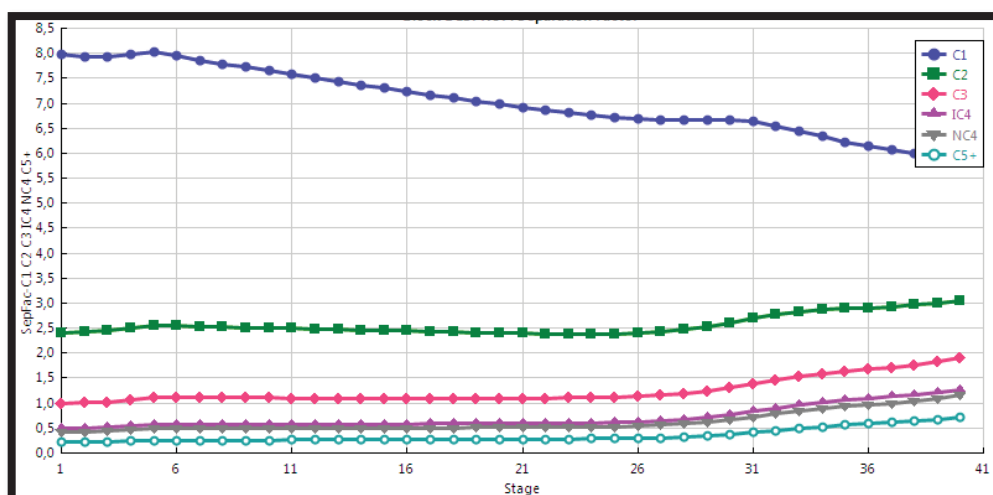


Ilustración 13: Factor de separación despropanizadora

Tras la despropanizadora, en un principio, se utilizó una bomba en la unión con la siguiente torre, ya que así venía representado en la simulación de referencia. Dicha bomba sería

sustituida más adelante por una válvula ya que era necesario que se redujese la presión para que las condiciones de entrada a la columna *despropanizadora* fueran del orden de la presión requerida para un funcionamiento óptimo.

En la central de *Gorgon* se puede observar que las tres torres se encuentran a muy poca distancia, pudiendo suprimir así un gasto de la central. La bomba fue sustituida por la válvula de la *Ilustración 14: Válvula*, para aliviar presión a la entrada de la torre.

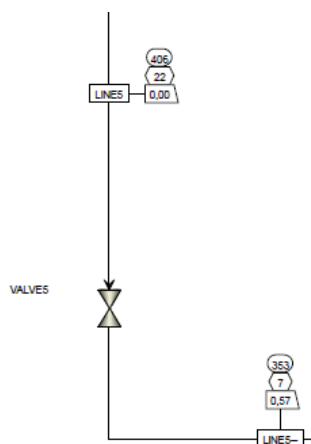


Ilustración 14: Válvula

Respecto a los productos que salen por cabeza de la *despropanizadora* (propano 98% molar), tienen que ser condensados y enfriados para poder almacenarlos a la temperatura y presión requerida. En caso del propano a $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$ y 1 atm. Para ello fue necesario la utilización de dos intercambiadores de calor que vienen representados en la *Ilustración 15: Intercambiadores de calor línea de propano*.

En primer lugar utilizando como refrigerante agua de mar "*Sea Water*" (SW) y el segundo intercambiador de propano para rebajar las temperaturas por debajo de las temperaturas de actuación del SW. El agua de mar es utilizada ya que es un recurso que hay en abundancia en la localización de la central, aparte de que su utilización es de coste cero.

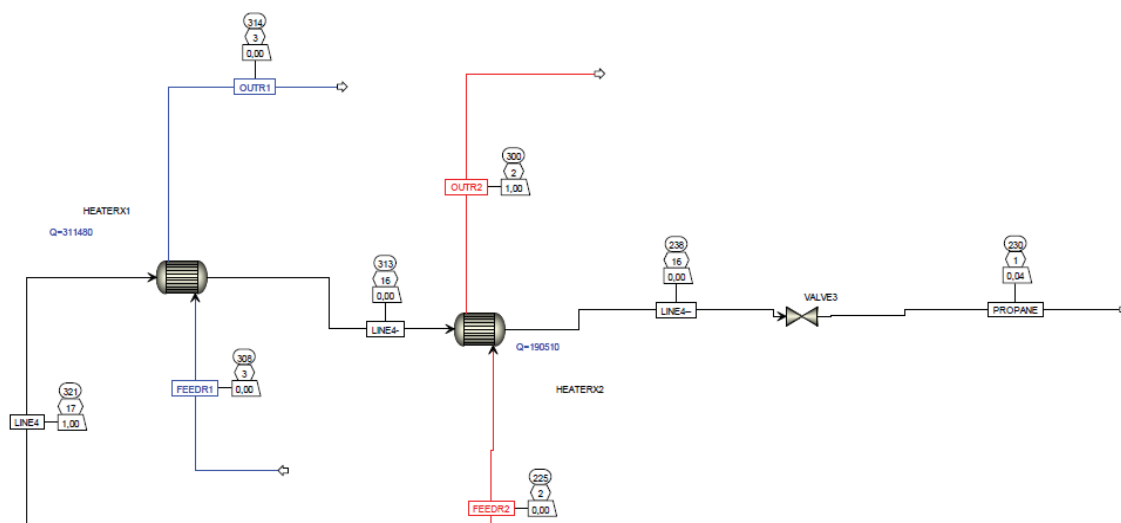


Ilustración 15: Intercambiadores de calor línea de propano

Con el fin de conseguir una refrigeración eficiente se realizaron simulaciones de prueba para conocer tanto la temperatura como la cantidad de refrigerante necesario, ya que a la hora de dimensionar los intercambiadores en el programa *Exchanger Desing and Rating User Interface* no permite utilizar una cantidad de refrigerante superior al 10% de la corriente que se refrigera.

Se tuvo que modificar la simulación mediante la reducción de los caudales de entrada de refrigerante para que el programa se pudiera ejecutar de manera correcta y sin fallos. Dicho programa fue de gran ayuda a la hora de certificar que los caudales de refrigeración eran los correctos y no estuvieran sobre dimensionados.

Siguiendo con la descripción de la **Unidad de fraccionamiento**, se observa que tras la válvula que reduce la presión del fluido de fondo, exento de propano, la línea acaba en la columna *desbutanizadora*. Dicha columna se encarga de la separación del butano en un 98% molar para que más tarde ser licuado y almacenado a las condiciones óptimas de almacenamiento de este producto.

La desbutanizadora viene representada por la Ilustración 16: Desbutanizadora:

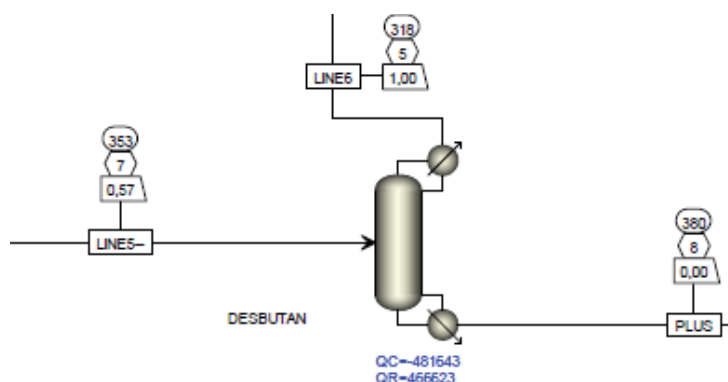


Ilustración 16: Desbutanizadora

La desbutanizadora está formada por 30 *stages* siendo de la misma altura que la *desetanizadora*. La entrada de producto a la torre se realiza por el *stage* 20. La presión en el condensador es de 4,8 bar y la caída de presión por *stage* es de 0,09333 bar

En todas las columnas los *inputs* se fueron modificando con el fin de conseguir la pureza exigida. Dicha pureza se alcanza mediante la variación el número de etapas, el *Reflux Ratio* y el *Distillate Ratio*. Por cabeza de esta columna sale un vapor en un 98% molar de butano que al igual que el propano, es necesario condensarlo y llevarlo a las condiciones necesarias para el almacenamiento de butano: 0 °C y 1 atm. Los resultados de la despropanizadora vienen dados en la Tabla 4: *Valores desbutanizadora*.

Tabla 4: Valores desbutanizadora

DESBUTANIZADORA		
CONDENSER		
Name	Value	Units
Temperature	318,38	K
Subcooled temperature		
Heat duty	-481642,31	Watt
Subcooled duty		
Distillate rate	0,79	kg/sec
Reflux rate	1,43	kg/sec
Reflux ratio	1,80	
REBOILER		
Temperature	380,35	K
Heat duty	466624,23	Watt
Bottoms rate	0,75	kg/sec
Boilup rate	1,55	kg/sec
Boilup ratio	2,05	

El perfil de temperaturas de la desbutanizadora está representado en la *Ilustración 17: Perfil de temperaturas desbutanizadora*. En este gráfico se puede observar que la temperatura aumenta a mayor proximidad al fondo de la columna. Este incremento se acentúa a partir de la etapa 32.

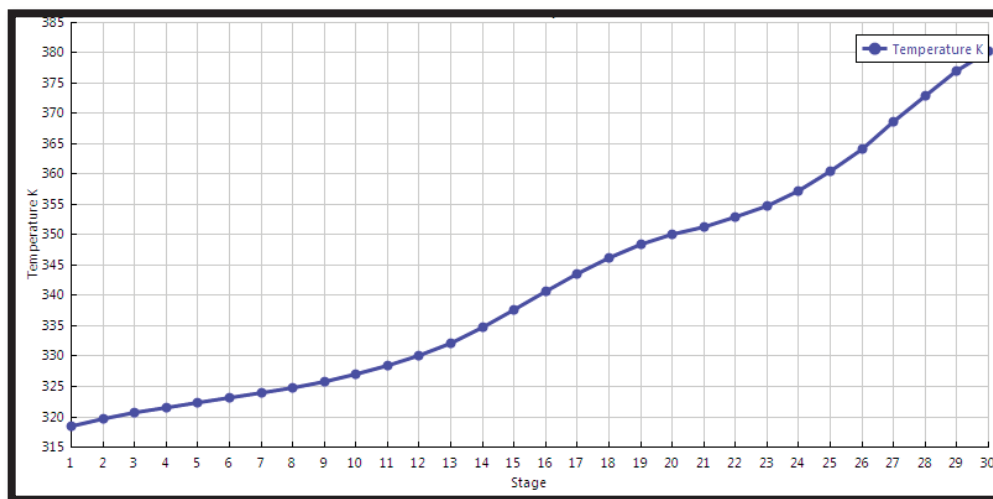


Ilustración 17: Perfil de temperaturas desbutanizadora

Los perfiles de los componentes líquidos en función de la etapa viene representado en la *Ilustración 18: Perfiles de componentes líquidos desbutanizadora*. Se observa cómo la fracción va disminuyendo a medida que aumenta el número de *stages*.

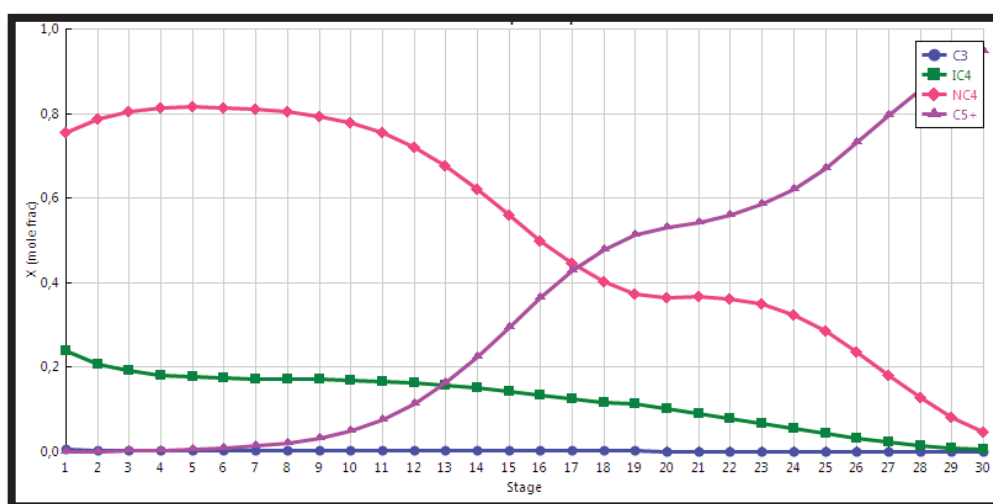


Ilustración 18: Perfiles de componentes líquidos desbutanizadora

El perfil de presiones en función de las etapas viene representado en *Ilustración 19: Perfil presiones desbutanizadora*. De la misma manera que en la desetanizadora este perfil muestra que a medida que se desciende en la columna aumenta la presión de manera lineal.

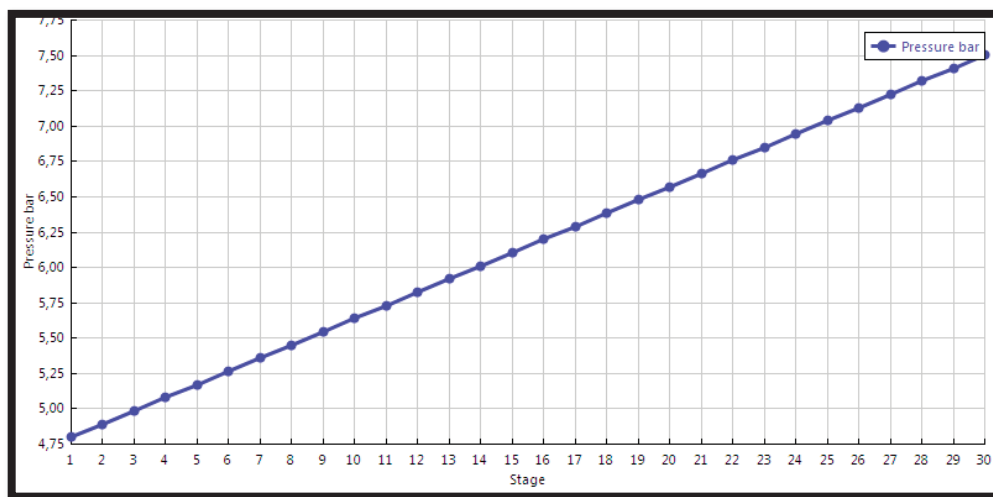


Ilustración 19: Perfil presiones desbutanizadora

El factor de separación de la desbutanizadora es otra característica a tener en cuenta, viene representado en la *Ilustración 20: Factor de separación desbutanizadora*. En este grafico se observa que a mayor volatilidad del componente, mayor factor de separación. Es decir, que hay una mayor facilidad de separación de ese compuesto del conjunto. Por eso se puede observar que el metano tiene el mayor factor de separación.

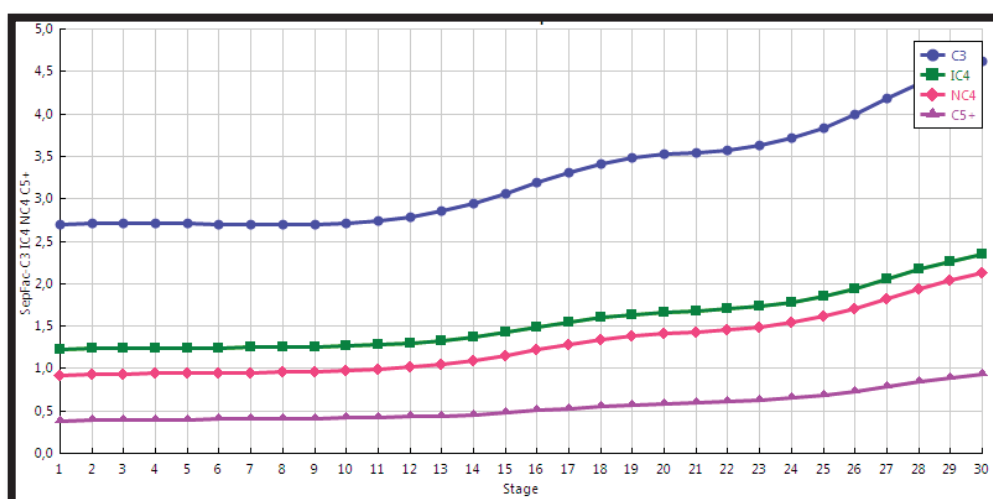


Ilustración 20: Factor de separación desbutanizadora

Para modificar las condiciones del butano salido de la *desbutanizadora*, se realizó el mismo procedimiento que con la línea de propano. Se insertaron dos intercambiadores, que condensasen el butano y lo ajustasen a las características de presión y temperatura necesarias para el almacenamiento. Dichos intercambiadores vienen representados en la *Ilustración 21: Intercambiadores de calor línea de butano*

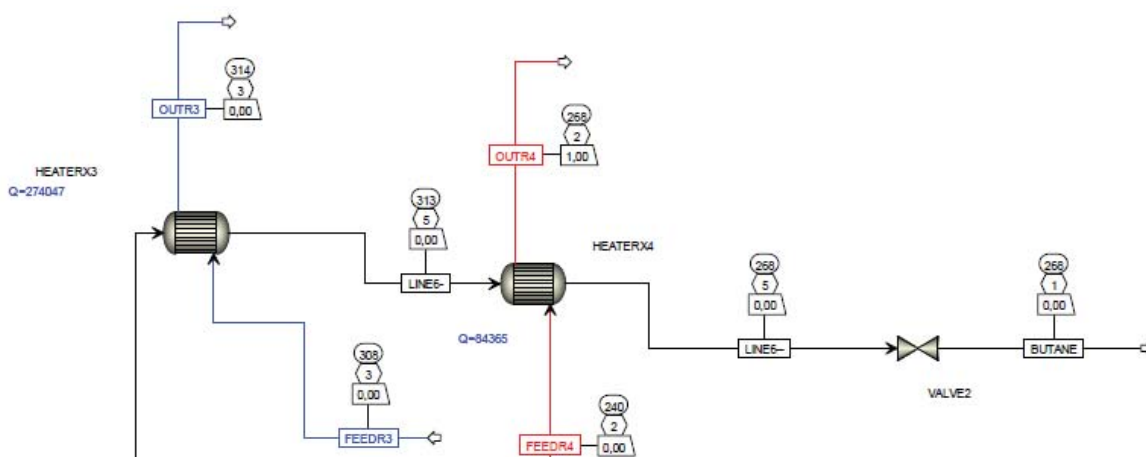


Ilustración 21: Intercambiadores de calor línea de butano

Las temperaturas del refrigerante en la línea de butano son más moderadas y manejables. Al igual que la línea de propano, el intercambiador más cercano a la torre, utiliza como refrigerante SW (Sea Water) y el segundo intercambiador utiliza propano. Para reducir la presión a presión atmosférica (que es la presión de almacenamiento del butano) se ha provisto de una válvula a al final de la línea para despresurizar el propano.

Respecto a los productos que salen por el fondo (C_{5+}), se les rebaja la temperatura mediante un intercambiador de SW (*Ilustración 22: Intercambiador de calor SW línea C_{5+}*) para moderar las temperaturas de salida. Dicho producto, irá a parar a la estabilización de condensados y a continuación a los tanques de almacenamiento de la central ($4 \times 38000 \text{ m}^3$).

Los objetivos del sistema de estabilización de condensados son: Eliminar componentes livianos, controlar la presión de vapor del condensado (gasolina) y cumplir especificaciones de transporte de condensado.

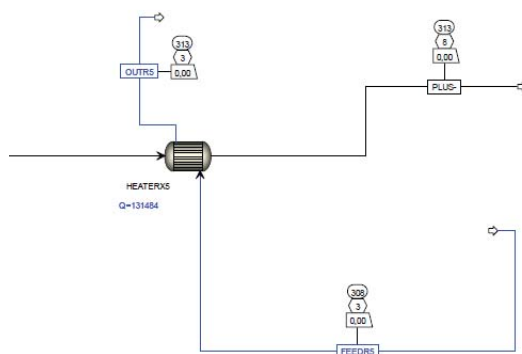


Ilustración 22: Intercambiador de calor SW línea C₅₊

Tras los resultados de la simulación, comenzó el dimensionamiento de los diferentes equipos. En primer lugar se dimensionaron los intercambiadores de calor, que como se ha comentado con anterioridad, fueron negativos en primer lugar.

Para el dimensionamiento se utilizó una herramienta de Aspen de dimensionamiento de intercambiadores denominada: *Exchanger Design and Rating User Interface*. En dicha herramienta, se introducen los datos de entrada como el *flow rate*, presiones y temperaturas junto a las composiciones de las corrientes y proporciona las características físicas del intercambiador en relación a los *inputs* establecidos de entrada.

Para la simulación de los condensadores y *reboilers* de cada una de las columnas se decidió realizar una simulación aparte, tomando los datos de la simulación principal. La finalidad es conocer los *inputs* de entrada. Dichos *inputs* los utilizaremos en el programa mencionado.

Para conocer la fracción de vapor, se conoce el *reflux ratio* que proporciona la cantidad de fluido que vuelve a la torre. Mediante una simple división del fluido de salida y la cantidad que vuelve a la torre, proporciona el resultado de la cantidad de fluido porcentual tanto de cabeza como de fondo que vuelve a la torre, ya sea condensador o *reboiler* respectivamente. Está representada en la Ilustración 23: Torre de fraccionamiento con los nombres que reciben las corrientes que entran y salen de la columna.

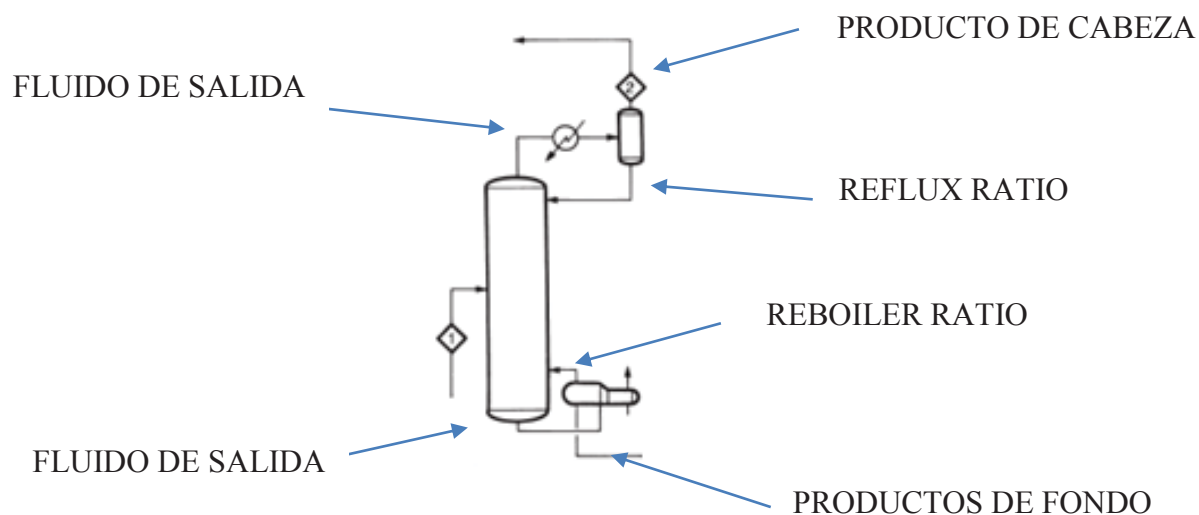


Ilustración 23: Torre de fraccionamiento

Los datos anteriormente conocidos indican la cantidad de producto que debe evaporarse o condensarse, dependiendo de si es *reboiler* o condensador respectivamente. El dimensionamiento de las líneas de interconexión de la unidad, se obtuvo la sección mediante el conocimiento del caudal y la velocidad del fluido a través del tubo. De esta manera se obtiene una aproximación de las dimensiones de la línea.

Por último, el dimensionamiento de las torres se obtuvo mediante los resultados del *Tray sizing* de Aspen, donde se indica el diámetro máximo de la columna y el interespaciado entre los platos. Conociendo el número de platos, se conoce la altura de la columna de una manera aproximada. Tras la conclusión de todas las simulaciones y los dimensionamiento de equipos, se realizó el estudio económico. El propio programa de simulación Aspen Plus proporciona un estudio económico de la unidad desglosando los diferentes costes.

3. RESULTADOS Y DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS

3.1 LÍNEAS

El dimensionamiento de los tubos es posible ya que es conocido el caudal de m³/día de cada tubo, facilitado por los resultados de la simulación. A partir de este dato y de las velocidades del gas y líquido se obtienen las secciones de cada tubo. Se ha supuesto una velocidad media de 17,5 m/s para el gas y 5 m/s para el líquido.

Tabla 5: Dimensionamiento de líneas

TUBO	ESTADO FLUIDO	VELOCIDAD m/s	CAUDAL m ³ /s	DIÁMETRO mm	PRESIÓN Bar	TEMPERATURA °C
LÍNEA 1	LÍQUIDO	5	0,004405093	33,49250091	40	-18
LÍNEA 2	GAS	17,5	0,00181228	11,48282364	26	0
LÍNEA 3	LÍQUIDO	5	0,006767211	41,51211921	36	123
LÍNEA 4	GAS	17,5	0,026683565	44,06136624	17	48
LÍNEA 4-	LÍQUIDO	5	0,00212206	23,24603598	16	40
LÍNEA 4--	LÍQUIDO	5	0,001728032	20,97712657	16	-35
LÍNEA SALIDA PROPANO	LÍQUIDO	5	0,019231597	69,98061173	1	-43
FEED SW LÍNEA PROPANO	LÍQUIDO	5	0,011174271	53,34327232	3	35
OUT SW LINEA PROPANO	LÍQUIDO	5	0,011244248	53,51003794	3	41
FEED PROPANO LÍNEA PROPANO	LÍQUIDO	5	0,000594406	12,30301432	2	-18
OUT PROPANO LINEA PROPANO	GAS	17,5	0,110033796	89,47445947	2	27
LINEA 5	LÍQUIDO	5	0,003553623	30,08193122	22	133
LINEA 5--	LÍQUIDO	5	0,050210301	113,0749669	7	80
LINEA 6	GAS	17,5	0,066463079	69,53865115	5	45
LINEA 6-	LÍQUIDO	5	0,0014425	19,16584485	5	40
LINEA 6--	LÍQUIDO	5	0,001314502	18,2957718	5	-5
LINEA SALIDA BUTANO	LÍQUIDO	5	0,002339063	24,40568324	1	-5
FEED SW LÍNEA BUTANO	LÍQUIDO	5	0,011174271	53,34327232	3	35
OUT SW LINEA BUTANO	LÍQUIDO	5	0,011235764	53,48984745	3	41
FEED PROPANO LÍNEA BUTANO	LÍQUIDO	5	0,000323832	9,08092594	2	-33
OUT PROPANO LINEA BUTANO	GAS	17,5	0,044547222	56,93067711	2	-5
LINEA C5+	LÍQUIDO	5	0,00143919	19,14384175	8	107
LINEA SALIDA C5+	LÍQUIDO	5	0,001245637	17,81007437	8	40
FEED SW LÍNEA C5+	LÍQUIDO	5	0,017970602	67,64744034	3	35
OUT SW LINEA PROPANO C5+	LÍQUIDO	5	0,01813125	67,94913465	3	40

En la Tabla 5: Dimensionamiento de líneas, se representan los diámetros de las líneas en función de los caudales y las velocidades del fluido. De esta manera están expuestos todos los datos. Para una mejor visualización de los mismos, se representan en la Tabla 5: Dimensionamiento de líneas:

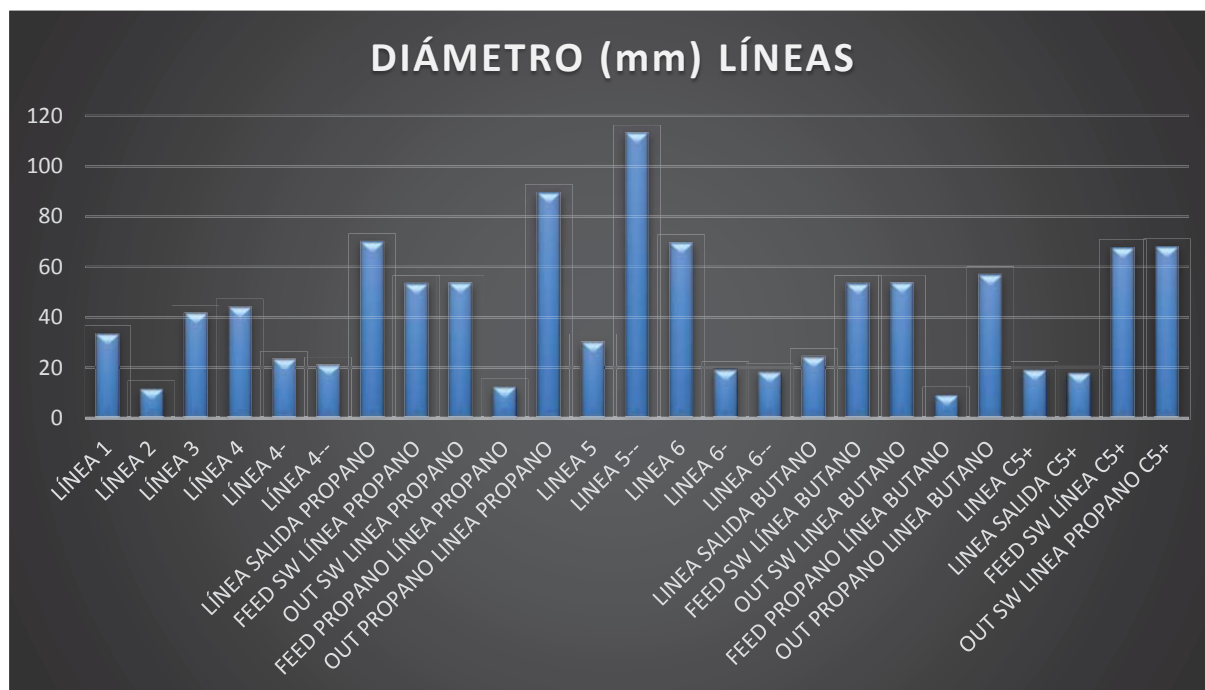


Ilustración 24: Gráfico diámetro líneas

En la *Ilustración 24: Gráfico diámetro líneas*, se muestran los diámetros de las diferentes líneas de interconexión. Se observa que la línea de mayor diámetro es la “línea 5--” y la de menor diámetro la línea del *feed* de propano de refrigeración en la línea de butano. Una anotación interesante es la relación entre el estado del fluido y el diámetro del tubo. Cuando el fluido se encuentra en estado líquido, al ser asignada una menor velocidad, los diámetros suelen ser mayores.

3.2 TORRES DE FRACCIONAMIENTO

El dimensionamiento de las torres de fraccionamiento se observa en la *Ilustración 25: Dimensionamiento torres de fraccionamiento* se han utilizado los datos proporcionados por el *tray sizing* de cada columna. La columna desetanizadora está compuesta por 30 platos. La separación entre dichos platos es de 0,6096 m, alcanzando una altura de 29 m. El diámetro máximo de la desbutanizadora es de 1,223 m.

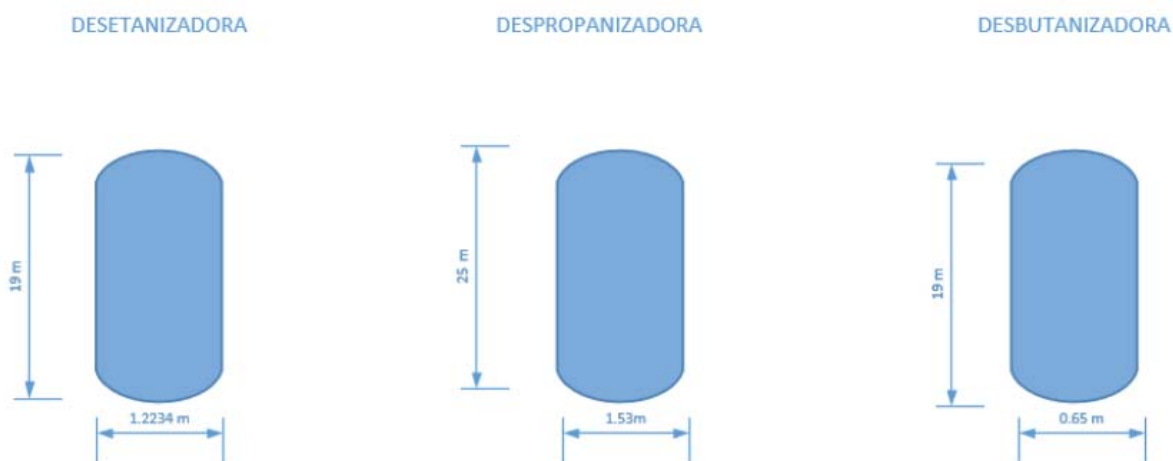


Ilustración 25: Dimensionamiento torres de fraccionamiento

Las columnas de fraccionamiento varían en función de su altura, su número de platos, su diámetro y condiciones de operación. Estas columnas no son de radio constante, es decir, en sus extremos su radio disminuye. El radio máximo lo alcanza en las etapas más intermedias.

La columna despropanizadora es la más grande de las tres, llegando a alcanzar una altura de 25 m debido a que está formada por 40 platos. Su diámetro llega a unas dimensiones máximas de 1,53 m. Por último la desbutanizadora es la columna de menores dimensiones, con una altura semejante a la columna desetanizadora y un diámetro máximo de 0,65 m.

3.3 INTERCAMBIADORES:

Para el dimensionamiento de todos los intercambiadores de calor, se ha utilizado una aplicación de Aspen denominada *Exchanger Desing and Rating User Interface*. Insertando los datos obtenidos en la simulación de Aspen, permite dimensionar los diferentes intercambiadores. Para cada intercambiador se han seguido los mismos pasos. Se insertan las variables de entrada y salida que proporciona la simulación de Aspen y el programa dimensiona el equipo en función de los datos insertados.

El tipo de intercambiador utilizado en todos los dimensionamientos, es BEM. Es un intercambiador universal con haz tubular fijo. Se caracteriza por unos tubos rectos y un haz tubular no extraíble, cuya carcasa está soldada a las placas tubulares herméticamente. La estructura del intercambiador se muestra en la *Ilustración 26: Intercambiador BEM*.

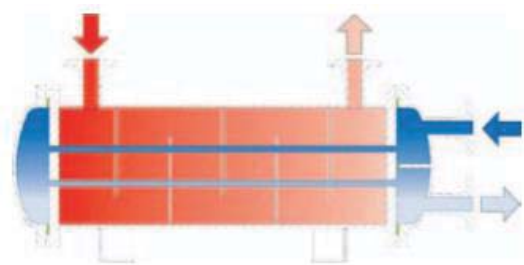


Ilustración 26: Intercambiador BEM

Por su diseño, este intercambiador de calor puede ir equipado con un número de tubos máximo. La unión de los tubos con la placa tubular se realiza mediante soldadura o expansión de los tubos. Ofrece diferentes diseños de cabezales de conexión y de retorno aptos para producir uno o múltiples pasos por los tubos.

Respecto a los deflectores, pueden estar orientados en vertical, horizontal o inclinado como se muestra en la *Ilustración 27: Tipos de deflectores*.

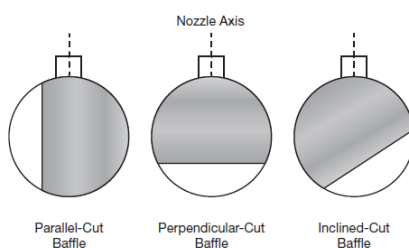


Ilustración 27: Tipos de deflectores

Para fluidos de una única fase, la orientación más utilizada es la horizontal, que se denomina con la letra "H". Esta orientación previene de la acumulación de depósitos en el fondo del *Shell* y también previene la estratificación. En caso de tratar con fluidos con más de una fase, la orientación vertical es la más recomendada debido a su facilidad a la hora de la fabricación, disminuyendo drásticamente su precio.

3.3.1 INTERCAMBIADOR DE SW (LINEA DE PROPANO):

Los resultados que he obtenido del dimensionamiento se representan en la *Ilustración 28: Intercambiador SW (línea de propano) 1* e *Ilustración 29: Intercambiador de SW (línea de propano) 2*:

Size	257,45 x 5486,4	mm	Type	BEM	Hor	Connected in	1 parallel	1 series
Surf./Unit (gross/eff./finned)	23,3 / 23				m ²	Shells/unit	1	
Surf./Shell (gross/eff./finned)	23,3 / 23				m ²			
Rating / Checking								
PERFORMANCE OF ONE UNIT								
Process Data		Shell Side		Tube Side		Heat Transfer Parameters		
Total flow	kg/s	In	Out	In	Out	Total heat load	kW	311,4
Vapor	kg/s	0	0	0,9867	0	Eff. MTD/ 1 pass MTD	°C	8,74 / 10,19
Liquid	kg/s	11,4811	11,4811	0	0,9867	Actual/Reqd area ratio - fouled/clean		0,72 / 0,72
Noncondensable	kg/s	0	0	0	0	Coef./Resist.		
Cond./Evap.		0		0,9867		W/(m ² K)	m ² K/W	%
Temperature	°C	34,85	40,85	49,21	39,85	Overall fouled	1122,2	0,00089
Dew / Bubble point	°C			49,21	48,17	Overall clean	1122,2	0,00089
Quality		0	0	1	0	Tube side film	1397,1	0,00072 80,33
Pressure (abs)	bar	3	2,78747	17	16,97348	Tube side fouling		0 0
DeltaP allow/cal	bar	0,49987	0,21253	0,27027	0,02652	Tube wall	21655	0,00005 5,18
Velocity	m/s	0,85	0,85	4,19	0,34	Outside fouling		0 0
Liquid Properties						Outside film	7744,1	0,00013 14,49
Density	kg/m ³	984,5	978,63		466,45	Shell Side Pressure Drop		
Viscosity	mPa s	0,7421	0,6604		0,0802	Inlet nozzle	bar	%
Specific heat	kJ/(kg K)	4,523	4,524		3,074	Inlet space Xflow	0,01404	6,61
Therm. cond.	W/(m K)	0,6195	0,627		0,0864	Baffle Xflow	0,00791	3,72
Surface tension	N/m					Baffle window	0,08898	41,87
Molecular weight		18,02	18,02		43,94	Baffle window	0,06677	31,42
Vapor Properties						Outlet space Xflow	0,00784	3,69
Density	kg/m ³			38,38		Outlet nozzle	0,02677	12,6
Viscosity	mPa s			0,01		Intermediate nozzle		
Specific heat	kJ/(kg K)			2,2		Tube Side Pressure Drop		
Therm. cond.	W/(m K)			0,0207		Inlet nozzle	bar	%
Molecular weight				43,94		Entering tubes	0,0054	16,76
Two-Phase Properties						Inside tubes	0,0017	5,29
Latent heat	kJ/kg			286,2	286,5	Exiting tubes	0,02443	75,81
						Outlet nozzle	0,00046	1,43
						Intermediate nozzle	0,00023	0,72

Ilustración 28: Intercambiador SW (línea de propano) 1

Los resultados del dimensionamiento del intercambiador de SW de la línea de propano dan a conocer un intercambiador de longitud 6170 mm. Los tubos utilizados tienen un diámetro interior de 14,83 mm y un diámetro exterior de 19,05 mm. El intercambiador está formado por 71 tubos de 2 pasos y un total de 20 deflectores orientados en H.

Heat Transfer Parameters					Velocity / ρV^2		
Reynolds No. vapor				239519		m/s	kg/(m ² s)
Reynolds No. liquid	21450,27	24105,04		29755,46	Shell nozzle inlet	1,42	1985
Prandtl No. vapor			1,06		Shell bundle %flow	0,85	0,85
Prandtl No. liquid	5,42	4,76		2,85	Shell baffle window	0,91	0,91
Heat Load					Shell nozzle outlet	1,84	3311
Vapor only	0			0	Shell nozzle interm		
2-Phase vapor	0			-1,2		m/s	kg/(m ² s)
Latent heat	0			-282,4	Tube nozzle inlet	5,39	1115
2-Phase liquid	0			-1,8	Tubes	4,19	0,34
Liquid only	311,4			-25,9	Tube nozzle outlet	0,44	92
					Tube nozzle interm		
Tubes					Nozzles: (No./OD)		
Type		Plain		Type		Shell Side	Tube Side
ID/OD	mm	14,83 / 19,05		Number	Single segmental	1 / 114,3	1 / 88,9
Length act/eff	mm	5486,4 / 5410,2		Cut(%d)	20	1 / 101,6	1 / 88,9
Tube passes		2		Cut orientation	H	Other	/ /
Tube No.		71		Spacing: c/c	mm	Impingement protection	None
Tube pattern		30		Spacing at inlet	mm		
Tube pitch	mm	23,81		Spacing at outlet	mm		
Insert		None					
Vibration problem		No / No					
					RhoV2 violation		No

Ilustración 29: Intercambiador de SW (línea de propano) 2

La temperatura de entrada del SW al intercambiador es de 34,95 °C y 3 atm de presión en estado líquido. El refrigerante, dejará el condensador en estado líquido a una temperatura de 40,85 °C. Por otro lado el producto a enfriar entra en el intercambiador a una temperatura de 49,21 °C y sale del intercambiador a 39,85 °C. La energía intercambiada es de 311,4 kW.

3.3.2 INTERCAMBIADOR DE SW (LINEA DE BUTANO)

Los resultados obtenidos del dimensionamiento se representan en la *Ilustración 30:*

Intercambiador de SW (línea de butano) 1 e Ilustración 31: Intercambiador de SW (línea de butano) 2:

Size	205	x	5486,4	mm	Type	BEM	Hor	Connected in	1 parallel	1 series		
Surf./Unit (gross/eff/finned)	14,4	/	14,2	/			m²	Shells/unit	1			
Surf./Shell (gross/eff/finned)	14,4	/	14,2	/			m²					
Rating / Checking												
PERFORMANCE OF ONE UNIT												
Process Data		Shell Side				Tube Side		Heat Transfer Parameters				
Total flow	kg/s		In	Out		In	Out	Total heat load	kW	274,1		
Vapor	kg/s	0	0		0	0		Eff. MTD/ 1 pass MTD	°C	4,49 / 4,49		
Liquid	kg/s	21,6199	21,6199		10,106	10,106		Actual/Reqd area ratio - fouled/clean		0,51 / 0,51		
Noncondensable	kg/s		0			0		Coef./Resist.	W/(m² K)	m² K/W	%	
Cond./Evap.			0			0		Overall fouled	2186	0,00046		
Temperature	°C	44,85	39,85		34,85	40,85		Overall clean	2186	0,00046		
Dew / Bubble point	°C							Tube side film	5361,2	0,00019	40,77	
Quality		0	0		0	0		Tube side fouling		0	0	
Pressure (abs)	bar	5	3,48692		3	2,8737		Tube wall	21716,2	0,00005	10,07	
DeltaP allow/cal	bar	0,25855	1,51308		0,49987	0,1263		Outside fouling		0	0	
Velocity	m/s	1,82	1,8		1,35	1,36		Outside film	4446,8	0,00022	49,16	
Liquid Properties								Shell Side Pressure Drop			bar	%
Density	kg/m³	541,37	547,88		984,5	978,63		Inlet nozzle	0,10905	7,21		
Viscosity	mPa s	0,1374	0,1431		0,7421	0,6604		Inlet space Xflow	0,07095	4,69		
Specific heat	kJ/(kg K)	2,557	2,515		4,523	4,524		Baffle Xflow	0,25361	16,76		
Therm. cond.	W/(m K)	0,0953	0,0972		0,6195	0,627		Baffle window	0,90871	60,05		
Surface tension	N/m							Outlet space Xflow	0,07032	4,65		
Molecular weight		57,99	57,99		18,02	18,02		Outlet nozzle	0,10061	6,65		
Vapor Properties								Intermediate nozzle				
Density	kg/m³							Tube Side Pressure Drop	bar	%		
Viscosity	mPa s							Inlet nozzle	0,02259	17,9		
Specific heat	kJ/(kg K)							Entering tubes	0,00442	3,5		
Therm. cond.	W/(m K)							Inside tubes	0,08091	64,11		
Molecular weight								Exiting tubes	0,00693	5,49		
Two-Phase Properties								Outlet nozzle			0,01135	8,99
Latent heat	kJ/kg							Intermediate nozzle				

Ilustración 30: Intercambiador de SW (línea de butano) 1

Los resultados del dimensionamiento del intercambiador de SW de la línea de butano, ilustran un intercambiador de longitud 6168 mm. Los tubos utilizados tienen un diámetro interior de 14,83 mm y un diámetro exterior de 19,05 mm. El intercambiador está formado por 44 tubos de 1 paso y un total de 15 deflectores orientados en V. Este intercambiador es más sencillo que el intercambiador de SW de la línea de propano. Esto es debido a las condiciones de presión y temperatura con las que tiene que lidiar el intercambiador de la línea de propano, las cuales son más acentuadas que las de la línea de butano.

Heat Transfer Parameters					Velocity / ρV^2		
Reynolds No. vapor						m/s	kg/(m s ²)
Reynolds No. liquid	136534	131133,4	26565,73	29853,86	Shell nozzle inlet	4,86	12800
Prandtl No. vapor					Shell bundle Xflow	1,82	1,8
Prandtl No. liquid	3,69	3,7	5,42	4,76	Shell baffle window	5,16	5,1
Heat Load					Shell nozzle outlet	4,8	12648
Vapor only	0		0		Shell nozzle interm		
2-Phase vapor	0		0			m/s	kg/(m s ²)
Latent heat	0		0		Tube nozzle inlet	2,15	4560
2-Phase liquid	0		0		Tubes	1,35	1,36
Liquid only	-274,1		274,1		Tube nozzle outlet	2,17	4588
					Tube nozzle interm		
Tubes					Nozzles: (No./OD)		
Type		Plain		Type	Single segmental	Shell Side	Tube Side
ID/OD	mm	14,83 / 19,05		Number	15	1 / 114,3	1 / 88,9
Length act/eff	mm	5486,4 / 5410,2		Cut(%d)	39,94	1 / 114,3	1 / 88,9
Tube passes		1		Cut orientation	V	/	/
Tube No.		44		Spacing: c/c	mm	330,2	Impingement protection
Tube pattern		30		Spacing at inlet	mm	393,7	None
Tube pitch	mm	23,81		Spacing at outlet	mm	393,7	
Insert		None					
Vibration problem		Yes / No					
					RhoV2 violation		Yes

Ilustración 31: Intercambiador de SW (línea de butano) 2

Las temperatura de entrada del SW al intercambiador es de 34,85 °C y 3 atm de presión en estado líquido. El refrigerante, dejará el condensador en estado líquido y a una temperatura de 40,85 °C. Por otro lado la temperatura del fluido a enfriar entra en el intercambiador a 44,85 °C y sale del intercambiador a 39,85 °C. La energía intercambiada es de 274,1 kW.

3.3.3 INTERCAMBIADOR DE SW (LINEA DE C₅+))

Los resultados obtenidos del dimensionamiento se representan en la *Ilustración 32:*

Intercambiador de SW (línea de C₅+) 1 e Ilustración 33: Intercambiador de SW (línea de C₅+) 2:

Size	205	x	2438,4	mm	Type	BEM	Hor	Connected in	1	parallel	1	series
Surf./Unit (gross/eff/finned)	6,4	/	6,2	/			m ²	Shells/unit	1			
Surf./Shell (gross/eff/finned)	6,4	/	6,2	/			m ²					
Rating / Checking												
PERFORMANCE OF ONE UNIT												
Process Data		Shell Side				Tube Side				Heat Transfer Parameters		
		In		Out		In		Out				
Total flow	kg/s	760,4675				5803,982				Total heat load	kW	131170
Vapor	kg/s	0		0		0		0		Eff. MTD/ 1 pass MTD	°C	21,42 / 24,87
Liquid	kg/s	760,4675		760,4675		5803,982		5803,982		Actual/Reqd area ratio - fouled/clean		0,02 / 0,02
Noncondensable	kg/s	0		0		0		0		Coef./Resist.		
Cond./Evap.		0		0		0		0		W/(m ² K)	m ² K/W	%
Temperature	°C	106,85		39,85		34,85		39,85		Overall fouled		0,00006
Dew / Bubble point	°C									Overall clean		0,00006
Quality		0		0		0		0		Tube side film		1,76
Pressure (abs)	bar	5		2,425		3		1,435		Tube side fouling		0
DeltaP allow/cal	bar	0,25855		26439,27		0,49987		102013,9		Tube wall		80,91
Velocity	m/s	217,25		188,2		1550,62		1558,36		Outside fouling		0
										Outside film		17,33
Liquid Properties										Shell Side Pressure Drop		
Density	kg/m ³	523,64		604,48		984,5		979,61		bar	%	
Viscosity	mPa s	0,1098		0,1935		0,7421		0,673		Inlet nozzle		35,89
Specific heat	kJ/(kg K)	2,854		2,339		4,523		4,523		Inlet space Xflow		0,47
Therm. cond.	W/(m K)	0,0841		0,1068		0,6195		0,6258		Baffle Xflow		2,02
Surface tension	N/m									Baffle window		5,94
Molecular weight		71,39		71,39		18,02		18,02		Outlet space Xflow		0,42
Vapor Properties										Outlet nozzle		55,26
Density	kg/m ³									Intermediate nozzle		
Viscosity	mPa s									Tube Side Pressure Drop		
Specific heat	kJ/(kg K)									bar	%	
Therm. cond.	W/(m K)									Inlet nozzle		35,79
Molecular weight										Entering tubes		12
Two-Phase Properties										Inside tubes		29,67
Latent heat	kJ/kg									Exiting tubes		18,54
										Outlet nozzle		3,99
										Intermediate nozzle		

Ilustración 32: Intercambiador de SW (línea de C₅+) 1

Las características más destacadas del dimensionamiento del intercambiador de SW de la línea de C₅+, son las siguientes: Longitud 3095 mm. Tubos utilizados de diámetro interior de 14,83 mm y un diámetro exterior de 19,05 mm. El intercambiador está formado por 44 tubos de 2 pasos y un total de 18 deflectores orientados en V.

Heat Transfer Parameters					Velocity / ρV^2		
Reynolds No. vapor					m/s	kg/(m s ²)	
Reynolds No. liquid	19729960	11198760	30513930	33645760	Shell nozzle inlet	1504,98	18603200
Prandtl No. vapor					Shell bundle Xflow	217,25	188,2
Prandtl No. liquid	3,73	4,24	5,42	4,87	Shell baffle window	187,52	162,45
Heat Load					Shell nozzle outlet	2256,26	107724500
Vapor only	0		0		Shell nozzle interm		
2-Phase vapor	0		0				
Latent heat	0		0		m/s	kg/(m s ²)	
2-Phase liquid	0		0		Tube nozzle inlet	2723,16	30064400
Liquid only	-131170		131170		Tubes	1550,62	1558,3E
					Tube nozzle outlet	1242,24	51169400
					Tube nozzle interm		
Tubes					Nozzles: (No./OD)		
Type		Plain		Type		Shell Side	Tube Side
ID/OD	mm	14,83 / 19,05		Number	Single segmental	1 / 42,16	1 / 60,32
Length act/eff	mm	2438,4 / 2362,2		Cut(%d)	39,94	Outlet	1 / 33,4
Tube passes		2		Cut orientation	V	Other	/ /
Tube No.		44		Spacing: c/c	mm	Impingement protection	None
Tube pattern		30		Spacing at inlet	mm		
Tube pitch	mm	23,81		Spacing at outlet	mm		
Insert		None					
Vibration problem		Yes / No					
					RhoV2 violation		Yes

Ilustración 33: Intercambiador de SW (línea de C₅+) 2

Las temperatura de entrada del SW al intercambiador es de 34,85 °C y 3 atm de presión en estado líquido. El refrigerante, dejará el condensador en estado líquido y a una temperatura de 39,85 °C. Por otro lado la temperatura del fluido a enfriar es de 106,85 °C a la entrada y 39,85 °C a la salida del intercambiador. La energía intercambiada es de 131,170 kW.

3.3.4 INTERCAMBIADOR PROPANO (LÍNEA DE BUTANO)

Los resultados obtenidos del dimensionamiento del intercambiador se representan en la *Ilustración 34: Intercambiador propano (línea de butano) 1* e *Ilustración 35: Intercambiador propano (línea de butano) 2*.

Size	307,09 x 1219,2	mm	Type	BEM	Hor	Connected in	1 parallel	1 series
Surf./Unit (gross/eff/finned)	8,5 / 7,9 /	m ²	Shells/unit	1				
Surf./Shell (gross/eff/finned)	8,5 / 7,9 /	m ²						
Rating / Checking								
PERFORMANCE OF ONE UNIT								
Process Data			Shell Side		Tube Side		Heat Transfer Parameters	
			In	Out	In	Out		
Total flow	kg/s		0,7949		0,1864		Total heat load	84,3 kW
Vapor	kg/s		0	0	0	0	Eff. MTD / 1 pass MTD	29,26 / 29,2 °C
Liquid	kg/s		0,7949	0,7949	0,1864	0,1864	Actual/Reqd area ratio - fouled/clean	0,22 / 0,22
Noncondensable	kg/s		0		0		Coef./Resist.	
Cond./Evap.			0		0		W/(m ² K)	m ² K/W
Temperature	°C		39,85	-5,15	-33,15	-6,15	Overall fouled	78,2 0,01279
Dew / Bubble point	°C						Overall clean	78,2 0,01279
Quality			0	0	0	0	Tube side film	101,4 0,00986 77,14
Pressure (abs)	bar		5	4,99952	2	1,99999	Tube side fouling	0 0
DeltaP allow/cal	bar		0,25855	0,00048	0,49987	0,00001	Tube wall	21789,5 0,00005 0,36
Velocity	m/s		0,03	0,03	0,02	0,02	Outside fouling	0 0
							Outside film	347,6 0,00288 22,5
Liquid Properties			Shell Side Pressure Drop		Tube Side Pressure Drop			
Density	kg/m ³		547,88	601,19	571,34	537,3	Inlet nozzle	0,00015 30,49
Viscosity	mPa s		0,1431	0,2123	0,1799	0,1355	Inlet space Xflow	0,00009 17,98
Specific heat	kJ/(kg K)		2,515	2,223	2,274	2,466	Baffle Xflow	0,00001 2,16
Therm. cond.	W/(m K)		0,0972	0,1151	0,124	0,1099	Baffle window	0,00003 5,52
Surface tension	N/m						Outlet space Xflow	0,00008 17,69
Molecular weight			57,99	57,99	44,1	44,1	Outlet nozzle	0,00013 26,17
Vapor Properties			Intermediate nozzle					
Density	kg/m ³						Tube Side Pressure Drop	
Viscosity	mPa s						Inlet nozzle	0 12,54
Specific heat	kJ/(kg K)						Entering tubes	0 5,7
Therm. cond.	W/(m K)						Inside tubes	0 64,85
Molecular weight							Exiting tubes	0 9,45
Two-Phase Properties							Outlet nozzle	0 7,46

Ilustración 34: Intercambiador propano (línea de butano) 1

Los resultados del dimensionamiento del intercambiador de propano de la línea de butano, dan lugar a un intercambiador de longitud 2274 mm. Tubos utilizados de diámetro interior de 14,83 mm y un diámetro exterior de 19,05 mm. El intercambiador está formado por 116 tubos de 1 pasos y un total de 2 deflectores orientados en V. La cantidad de tubos aumenta de manera drástica debido a la necesidad de descender la temperatura del butano a valores de 0 °C.

Heat Transfer Parameters					Velocity / ρV^2		
Reynolds No. vapor					m/s	kg/(m s ²)	
Reynolds No. liquid	2166,76	1459,94	766,7	1018,02	0,18	17	
Prandtl No. vapor					0,03	0,03	
Prandtl No. liquid	3,7	4,1	3,3	3,04	0,08	0,08	
Heat Load							
Vapor only					m/s	kg/(m s ²)	
2-Phase vapor	0		0		0,02	0	
Latent heat	0		0		0,02	0,02	
2-Phase liquid	0		0		0,02	0	
Liquid only	-84,3		84,3				
Tubes					Nozzles: (No./OD)		
Type		Plain	Type	Single segmental		Shell Side	Tube Side
ID/OD	mm 14,83 / 19,05		Number	2	Inlet	mm 1 / 114,3	1 / 168,28
Length act/eff	mm 1219,2 / 1143		Cut(%d)	43,28	Outlet	1 / 114,3	1 / 168,28
Tube passes	1		Cut orientation	V	Other	/	/
Tube No.	116		Spacing: c/c	mm 609,6	Impingement protection		None
Tube pattern	30		Spacing at inlet	mm 266,7			
Tube pitch	mm 23,81		Spacing at outlet	mm 266,7			
Insert	None						
Vibration problem	No / No						No

Ilustración 35: Intercambiador propano (línea de butano) 2

Las temperatura de entrada del SW al intercambiador es de $-33,15\text{ }^{\circ}\text{C}$ y 3 atm de presión en estado líquido. El refrigerante, dejará el intercambiador en forma de vapor y a una temperatura de $-6,15\text{ }^{\circ}\text{C}$. El fluido a enfriar entra a una temperatura de $39,95\text{ }^{\circ}\text{C}$ y a la salida del intercambiador el fluido se encuentra a $-5,15\text{ }^{\circ}\text{C}$. La energía intercambiada es de 84,3 kW.

3.3.5 INTERCAMBIADOR PROPANO (LÍNEA DE PROPANO)

Los resultados obtenidos del dimensionamiento del intercambiador se representan en la *Ilustración 36: Intercambiador de propano (línea de propano) 1* e *Ilustración 37: Intercambiador de propano (línea de propano) 2*:

Size	336,55 x 2438,4	mm	Type	BEM	Hor	Connected in	1 parallel	1 series
Surf./Unit (gross/eff/finned)	11,5 / 11,2	m ²				Shells/unit	1	
Surf./Shell (gross/eff/finned)	11,5 / 11,2	m ²						
PERFORMANCE OF ONE UNIT								
Design (Sizing)		PERFORMANCE OF ONE UNIT						
Process Data		Shell Side		Tube Side		Heat Transfer Parameters		
		In	Out	In	Out			
Total flow	kg/s	44,6276	0	0,8298	0	Total heat load	kW	194,8
Vapor	kg/s	0	0	0	0	Eff. MTD/ 1 pass MTD	°C	31,8 / 32,83
Liquid	kg/s	44,6276	44,6276	0,8298	0,8298	Actual/Reqd area ratio - fouled/clean		1,22 / 1,22
Noncondensable	kg/s	0	0	0	0	Coef./Resist.		
Cond./Evap.	°C	-53,15	-51,15	33,85	-44,95	W/(m ² K)		
Temperature	°C	0	0	0	0	m ² K/W		
Dew / Bubble point	°C	0	0	0	0	%		
Quality	bar	2	1,84414	16	15,88323	Overall fouled	667,9	0,0015
Pressure (abs)	bar	0,49987	0,15586	0,27027	0,11677	Overall clean	667,9	0,0015
DeltaP allow/cal	m/s	1,44	1,44	1,02	0,79	Tube side film	846,3	0,00118
Velocity						Tube side fouling	0	0
						Tube wall	21789,5	0,00005
						Outside fouling	0	0
						Outside film	3706,3	0,00027
								18,02
Liquid Properties						Shell Side Pressure Drop		
Density	kg/m ³	594,54	592,29	476,81	615,83	bar		
Viscosity	mPa s	0,2242	0,2192	0,0861	0,2236	%		
Specific heat	kJ/(kg K)	2,178	2,187	2,946	1,473	Inlet nozzle	0,02702	17,34
Therm. cond.	W/(m K)	0,1348	0,1337	0,0893	0,1272	Inlet space Xflow	0,03123	20,04
Surface tension	N/m					Baffle Xflow	0,01654	10,61
Molecular weight		44,1	44,1	43,94	43,94	Baffle window	0,03078	19,75
Vapor Properties						Outlet space Xflow	0,03125	20,05
Density	kg/m ³					Outlet nozzle	0,01899	12,18
Viscosity	mPa s					Intermediate nozzle		
Specific heat	kJ/(kg K)					Tube Side Pressure Drop		
						bar		
						%		
						Inlet nozzle	0,03568	30,34
						Entering tubes	0,00693	5,89

Ilustración 36: Intercambiador de propano (línea de propano) 1

Las características más destacadas del dimensionamiento del intercambiador de SW de la línea de C₅+, son las siguientes: Longitud 3140 mm. Tubos utilizados de diámetro interior de 14,83 mm y un diámetro exterior de 19,05 mm. El intercambiador está formado por 79 tubos de 8 pasos y un total de 2 deflectores orientados en H.

Therm. cond.	W/(m K)				Inside tubes	0,05216		44,35	
Molecular weight					Exiting tubes	0,01035		8,8	
Two-Phase Properties					Outlet nozzle	0,01249		10,62	
Latent heat	kJ/kg				Intermediate nozzle				
Heat Transfer Parameters					Velocity / Rho*V2				
Reynolds No. vapor					Shell nozzle inlet	m/s		kg/(m s²)	
Reynolds No. liquid	72552,93	74223,25	83743,04	32256,43	Shell bundle Xflow	1,44	1,44	3216	
Prandtl No. vapor					Shell baffle window	2,79	2,8		
Prandtl No. liquid	3,62	3,58	2,84	2,59	Shell nozzle outlet	2,33		3228	
Heat Load					Shell nozzle interm				
	kW		kW			m/s		kg/(m s²)	
Vapor only	0		0		Tube nozzle inlet	3,75		6706	
2-Phase vapor	0		0		Tubes	1,02	0,79		
Latent heat	0		0		Tube nozzle outlet	2,9		5192	
2-Phase liquid	0		0		Tube nozzle interm				
Liquid only	194,8		-194,8						
Tubes					Baffles				
Type	Plain				Type	Single segmental			
ID/OD	mm	14,83 /	19,05		Number	2			
Length act/eff	mm	2438,4 /	2362,2		Cut(%d)	41,5			
Tube passes	8				Cut orientation	H			
Tube No.	79				Spacing: c/c	mm	666,75		
Tube pattern	30				Spacing at inlet	mm	847,72		
Tube pitch	mm	23,81			Spacing at outlet	mm	847,72		
Insert	None								
Vibration problem	Yes / No				RhoV2 violation				Yes
					Nozzles: (No./OD)				
							Shell Side	Tube Side	
					Inlet	mm	1 / 219,08	1 / 33,4	
					Outlet		1 / 219,08	1 / 33,4	
					Other		/	/	
					Impingement protection	None			

Ilustración 37: Intercambiador de propano (línea de propano) 2

Las temperatura de entrada del SW al intercambiador es de $-53,15\text{ }^{\circ}\text{C}$ y 3 atm de presión en estado líquido. El refrigerante, dejará el intercambiador de forma gaseosa y a una temperatura de $-51,15\text{ }^{\circ}\text{C}$. El fluido a enfriar entra en el intercambiador a $33,85\text{ }^{\circ}\text{C}$ y sale del intercambiador a $-44,95\text{ }^{\circ}\text{C}$. La energía intercambiada es de 194,8 kW.

3.3.6 CONDENSADOR DESETANIZADORA

Los resultados obtenidos del dimensionamiento del condensador se representan en la

Ilustración 38: Condensador desetanizadora 1 e Ilustración 39: Condensador desetanizadora 2

Size	257,45 x 5486,4	mm	Type	BEM	Hor	Connected in	1 parallel	1 series
Surf./Unit (gross/eff/finned)	23,3 / 23 /				m ²	Shells/unit	1	
Surf./Shell (gross/eff/finned)	23,3 / 23 /				m ²			
Rating / Checking								
PERFORMANCE OF ONE UNIT								
Process Data		Shell Side		Tube Side		Heat Transfer Parameters		
		In	Out	In	Out	Total heat load	kW	191,9
Total flow	kg/s	0,4029		2,8183		Eff. MTD / 1 pass MTD	°C	11,19 / 12,09
Vapor	kg/s	0	0	0,467	0	Actual/Reqd area ratio - fouled/clean		0,43 / 0,43
Liquid	kg/s	0,4029	0,4029	2,3514	2,8183	Coef./Resist.		
Noncondensable	kg/s	0		0		Overall fouled	W/(m ² K)	m ² K/W
Cond./Evap.		0		0,467		Overall clean	318,7	0,00314
Temperature	°C	-43,15	-5,15	-0,16	-6,15	Tube side film	2414,9	0,00041
Dew / Bubble point	°C			13,32	-3,41	Tube side fouling		0
Quality		0	0	0,166	0	Tube wall	21789,5	0,00005
Pressure (abs)	bar	2	1,99941	26	25,90094	Outside fouling		0
DeltaP allow/cal	bar	0,49987	0,00059	0,27027	0,09906	Outside film	373,5	0,00268
Velocity	m/s	0,05	0,05	2,5	1,01			85,34
Liquid Properties						Shell Side Pressure Drop		
Density	kg/m ³	583,12	535,97	459,23	453,98	Inlet nozzle	bar	%
Viscosity	mPa s	0,2005	0,1341	0,0747	0,0737	Inlet space Xflow	0,00003	4,97
Specific heat	kJ/(kg K)	2,222	2,475	3,102	3,154	Baffle Xflow	0,00002	4,01
Therm. cond.	W/(m K)	0,1294	0,1094	0,097	0,0996	Baffle window	0,00031	52,6
Surface tension	N/m			0,0067		Outlet space Xflow	0,00014	24,04
Molecular weight		44,1	44,1	31,48	30,83	Outlet nozzle	0,00002	4,15
Vapor Properties						Intermediate nozzle	0,00006	10,24
Density	kg/m ³			45,67		Tube Side Pressure Drop		
Viscosity	mPa s			0,0093		Inlet nozzle	bar	%
Specific heat	kJ/(kg K)			2,053		Entering tubes	0,00921	8,89
Therm. cond.	W/(m K)			0,0183		Inside tubes	0,00381	3,68
Molecular weight				28,48		Exiting tubes	0,08445	81,54
Two-Phase Properties						Outlet nozzle	0,00417	4,02
Latent heat	kJ/kg			342,3	343	Intermediate nozzle	0,00194	1,87

Ilustración 38: Condensador desetanizadora 1

Las características más destacadas del dimensionamiento del condensador de la desetanizadora, son las siguientes: Longitud 6170 mm. Tubos utilizados de son de un grosor de 4,22 mm. El intercambiador está formado por 71 tubos de 2 pasos y un total de 20 deflectores orientados en H.

Heat Transfer Parameters					Velocity / $\text{Rho} \cdot V^2$		
Reynolds No. vapor				120974,2		m/s	kg/(m ² s)
Reynolds No. liquid	2786,62	4165,46	76086,81	92432,87	Shell nozzle inlet	0,08	4
Prandtl No. vapor			1,05		Shell bundle Xflow	0,05	0,05
Prandtl No. liquid	3,44	3,04	2,39	2,33	Shell baffle window	0,05	0,06
Heat Load					Shell nozzle outlet	0,12	7
Vapor only	0		0		Shell nozzle interm		
2-Phase vapor	0		-1,4		Tube nozzle inlet	m/s	kg/(m ² s)
Latent heat	0		-143,3		Tubes	2,5	1,01
2-Phase liquid	0		-24,6		Tube nozzle outlet	1,3	769
Liquid only	191,9		-22,6		Tube nozzle interm		
Tubes					Nozzles: (No./OD)		
Type		Plain		Type		Shell Side	Tube Side
ID/OD	mm	14,83 / 19,05		Number	20	Inlet	1 / 114,3
Length act/eff	mm	5486,4 / 5410,2		Cut(%d)	43,22	Outlet	1 / 101,6
Tube passes		2		Cut orientation	H	Other	/ /
Tube No.		71		Spacing: c/c	mm	Impingement protection	None
Tube pattern		30		Spacing at inlet	mm		
Tube pitch	mm	23,81		Spacing at outlet	mm		
Insert		None					
Vibration problem		No / No					
					RhoV2 violation		No

Ilustración 39: Condensador desetanizadora 2

Para la condensación de los productos de cabeza se utiliza propano a una temperatura de - 43 °C. Dicho propano, dejará el condensador a una temperatura de - 7 °C. El fluido a condensar entra a una temperatura de - 0,16 °C, dejando el intercambiador a - 6,15 °C. La energía utilizada es de 191,9 kW.

3.3.7 CONDENSADOR DESPROPANIZADORA

Los resultados obtenidos del dimensionamiento del condensador se presentan en la *Ilustración 40: Condensador despropanizadora 1* e *Ilustración 41: Condensador despropanizadora 2*:

Size	257,45 x 5486,4	mm	Type	BEM	Hor	Connected in	1 parallel	1 series
Surf./Unit (gross/eff/finned)	23,3 / 23			/		Shells/unit	1	
Surf./Shell (gross/eff/finned)	23,3 / 23			/				
PERFORMANCE OF ONE UNIT								
Rating / Checking		PERFORMANCE OF ONE UNIT						
Process Data		Shell Side		Tube Side		Heat Transfer Parameters		
		In	Out	In	Out	Total heat load	kW	318,6
Total flow	kg/s	0,7044		1,184		Eff. MTD / 1 pass MTD	°C	63,55 / 63,67
Vapor	kg/s	0	0	1,184	0,0882	Actual/Reqd area ratio - fouled/clean		2,04 / 2,04
Liquid	kg/s	0,7044	0,7044	0	1,0958	Coef./Resist.		
Noncondensable	kg/s	0		0		W/(m² K)	m² K/W	%
Cond./Evap.		0		1,0958		Overall fouled	444,6	0,00225
Temperature	°C	-33,15	-6,15	49,85	48,18	Overall clean	444,6	0,00225
Dew / Bubble point	°C			49,27	48,24	Tube side film	2632	0,00038
Quality		0	0	1	0,074	Tube side fouling	0	0
Pressure (abs)	bar	2	1,99844	17	16,92985	Tube wall	21616,4	0,00005
DeltaP allow/cal	bar	0,49987	0,00157	0,27027	0,07015	Outside fouling	0	0
Velocity	m/s	0,09	0,1	5,05	0,77	Outside film	548,6	0,00182
Liquid Properties					Shell Side Pressure Drop			
Density	kg/m³	571,34	537,3	451,46	bar		%	
Viscosity	mPa s	0,1799	0,1355	0,0726	Inlet nozzle	0,00009	5,83	
Specific heat	kJ/(kg K)	2,274	2,466	3,309	Inlet space Xflow	0,00006	3,91	
Therm. cond.	W/(m K)	0,124	0,1099	0,0825	Baffle Xflow	0,00076	48,29	
Surface tension	N/m			0,0052	Baffle window	0,00041	26,2	
Molecular weight		44,1	44,1	43,98	Outlet space Xflow	0,00006	4,03	
Vapor Properties					Outlet nozzle	0,00018	11,74	
Density	kg/m³			38,22	Intermediate nozzle			
Viscosity	mPa s			0,01	Tube Side Pressure Drop		bar	
Specific heat	kJ/(kg K)			2,198	Inlet nozzle	0,00781	9,95	
Therm. cond.	W/(m K)			0,0208	Entering tubes	0,00339	4,32	
Molecular weight				43,96	Inside tubes	0,06462	82,32	
Two-Phase Properties					Exiting tubes	0,00205	2,62	
Latent heat	kJ/kg			285,9	Outlet nozzle	0,00062	0,79	
				286,8	Intermediate nozzle			

Ilustración 40: Condensador despropanizadora 1

Las características más destacadas del dimensionamiento del condensador de la *despropanizadora* son las siguientes: Longitud 6170 mm. Tubos utilizados de son de un grosor de 4,22 mm. El intercambiador está formado por 71 tubos de 2 pasos y un total de 20 deflectores orientados en H.

Heat Transfer Parameters					Velocity / Rho*V2				
Reynolds No. vapor				287129,8	21445,04	Shell nozzle inlet		m/s	kg/(m ²)
Reynolds No. liquid		5427,8	7207,02			Shell bundle Xflow		0,09	0,1
Prandtl No. vapor				1,05	1,05	Shell baffle window		0,1	0,1
Prandtl No. liquid		3,3	3,04			Shell nozzle outlet		0,21	23
Heat Load		kW		kW		Shell nozzle intern			
Vapor only		0		-1,5				m/s	kg/(m ²)
2-Phase vapor		0		-1,4		Tube nozzle inlet		6,5	1613
Latent heat		0		-313,5		Tubes		5,05	0,77
2-Phase liquid		0		-2,2		Tube nozzle outlet		1	247
Liquid only		318,6		0		Tube nozzle intern			

Tubes				Baffles		Nozzles: (No./OD)					
Type		Plain		Type	Single segmental			Shell Side		Tube Side	
ID/OD	mm	14,83 /	19,05	Number	20	Inlet	mm	1 /	114,3	1 /	88,9
Length act/eff	mm	5486,4 /	5410,2	Cut(%d)	43,22	Outlet		1 /	101,6	1 /	88,9
Tube passes		2		Cut orientation	H	Other	/			/	
Tube No.		71		Spacing: c/c	mm	247,65	Impingement protection		None		
Tube pattern		30		Spacing at inlet	mm	352,42					
Tube pitch	mm	23,81		Spacing at outlet	mm	352,42					
Insert		None									
Vibration problem		No / No				RhoV2 violation		No			

Ilustración 41: Condensador despropanizadora 2

Las temperatura de entrada del propano al condensador es de $-33,15\text{ }^{\circ}\text{C}$ y 3 atm de presión en estado líquido. El refrigerante, dejará el condensador en forma de gas y a una temperatura $-6,15\text{ }^{\circ}\text{C}$. Por otro lado, el fluido a refrigerar que sale de la columna entra en el condensador a una temperatura de $49,85\text{ }^{\circ}\text{C}$, dejando el condensador en estado líquido a una temperatura de $48,18\text{ }^{\circ}\text{C}$. La energía intercambiada es de 318,6 kW.

3.3.8 CONDENSADOR DESBUTANIZADORA

Los resultados obtenidos del dimensionamiento del intercambiador se representan en la *Ilustración 42: Condensador desbutanizadora 1* e *Ilustración 43: Condensador desbutanizadora 2*

Size	257,45 x 5486,4	mm	Type	BEM	Hor	Connected in	1 parallel	1 series
Surf./Unit (gross/eff/finned)	23,3 / 23	/			m ²	Shells/unit	1	
Surf./Shell (gross/eff/finned)	23,3 / 23	/			m ²			
Rating / Checking								
PERFORMANCE OF ONE UNIT								
		Shell Side		Tube Side		Heat Transfer Parameters		
Process Data		In	Out	In	Out			
Total flow	kg/s	1,005		185,7798		Total heat load	kW	477,6
Vapor	kg/s	0	0	0	0	Eff. MTD / 1 pass MTD	°C	59,23 / 59,23
Liquid	kg/s	1,005	1,005	185,7798	185,7798	Actual/Reqd area ratio - fouled/clean		1,85 / 1,85
Noncondensable	kg/s	0		0				
Cond./Evap.		0		0		Coef./Resist.	W/(m ² K)	m ² K/W
Temperature	°C	-28,15	14,85	46,85	45,85	Overall fouled	649,1	0,00154
Dew / Bubble point	°C					Overall clean	649,1	0,00154
Quality		0	0	0	0	Tube side film	31167,2	0,00003
Pressure (abs)	bar	2	1,99696	5	2,36486	Tube side fouling	0	0
DeltaP allow/cal	bar	0,49987	0,00304	0,27027	103,8873	Tube wall	21638,4	0,00005
Velocity	m/s	0,13	0,14	56,23	56,09	Outside fouling	0	0
						Outside film	683,9	0,00146
								94,92
Liquid Properties						Shell Side Pressure Drop		
Density	kg/m ³	565,29	507,87	538,55	539,87	Inlet nozzle	0,00019	6,18
Viscosity	mPa s	0,1706	0,1083	0,1348	0,1359	Inlet space Xflow	0,00011	3,77
Specific heat	kJ/(kg K)	2,303	2,698	2,576	2,567	Baffle Xflow	0,00139	45,84
Therm. cond.	W/(m K)	0,1214	0,0992	0,0945	0,0949	Baffle window	0,00082	27,16
Surface tension	N/m					Outlet space Xflow	0,00012	4,02
Molecular weight		44,1	44,1	57,92	57,92	Outlet nozzle	0,0004	13,03
Vapor Properties						Intermediate nozzle		
Density	kg/m ³					Tube Side Pressure Drop		
Viscosity	mPa s					Inlet nozzle	13,64529	13,13
Specific heat	kJ/(kg K)					Entering tubes	8,59297	8,27
Therm. cond.	W/(m K)					Inside tubes	61,3558	59,04
Molecular weight						Exiting tubes	13,25995	12,76
Two-Phase Properties						Outlet nozzle	7,07525	6,81

Ilustración 42: Condensador desbutanizadora 1

Las características más destacadas del dimensionamiento del condensador de la *desbutanizadora* son las siguientes: Longitud 6170 mm. Tubos utilizados de son de un grosor de 4,22 mm. El intercambiador está formado por 71 tubos de 2 pasos y un total de 20 deflectores orientados en H.

Heat Transfer Parameters					Velocity / Rho*V2		
Reynolds No. vapor						m/s	kg/(m ²)
Reynolds No. liquid	8165,08	12869,12	3333078	3306309	Shell nozzle inlet	0,22	26
Prandtl No. vapor					Shell bundle Xflow	0,13	0,14
Prandtl No. liquid	3,24	2,95	3,67	3,68	Shell baffle window	0,14	0,15
Heat Load					Shell nozzle outlet	0,31	49
		kW		kW	Shell nozzle interm		
Vapor only		0		0		m/s	kg/(m ²)
2-Phase vapor		0		0	Tube nozzle inlet	72,33	2817343
Latent heat		0		0	Tubes	56,23	56,09
2-Phase liquid		0		0	Tube nozzle outlet	72,15	2810415
Liquid only		477,6		-477,6	Tube nozzle interm		

Tubes			Baffles		Nozzles: (No./OD)		
Type		Plain	Type	Single segmental		Shell Side	Tube Side
ID/OD	mm	14,83 / 19,05	Number	20	Inlet	mm 1 / 114,3	1 / 88,9
Length act/eff	mm	5486,4 / 5410,2	Cut(%d)	43,22	Outlet	1 / 101,6	1 / 88,9
Tube passes		2	Cut orientation	H	Other	/	/
Tube No.		71	Spacing: c/c	mm 247,65	Impingement protection		None
Tube pattern		30	Spacing at inlet	mm 352,42			
Tube pitch	mm	23,81	Spacing at outlet	mm 352,42			
Insert		None					
Vibration problem		No / No					Yes

Ilustración 43: Condensador desbutanizadora 2

Las temperatura de entrada del propano al condensador es de $-28,15\text{ }^{\circ}\text{C}$ y 3 atm de presión en estado líquido. El refrigerante, dejará el condensador en estado gaseoso y a una temperatura de $14,85\text{ }^{\circ}\text{C}$. El fluido a enfriar entra en el condensador a una temperatura de $46,85\text{ }^{\circ}\text{C}$, dejando el mismo a $45,85\text{ }^{\circ}\text{C}$. La energía intercambiada es de 477,640 kW.

3.3.9 REBOILER DESETANIZADORA

Los resultados obtenidos del dimensionamiento del *reboiler* se presentan en la *Ilustración 44*:

Reboiler desetanizadora 1 e Ilustración 45: Reboiler desetanizadora 2:

Size	257,45 x 5486,4	mm	Type	BEM	Hor	Connected in	1 parallel	1 series
Surf./Unit (gross/eff/finned)	23,3 / 23	/	23 /	/	m ²	Shells/unit	1	
Surf./Shell (gross/eff/finned)	23,3 / 23	/	23 /	/	m ²			
PERFORMANCE OF ONE UNIT								
Process Data		Shell Side		Tube Side		Heat Transfer Parameters		
		In	Out	In	Out			
Total flow	kg/s	6,4464		0,7076		Total heat load	kW	124,8
Vapor	kg/s	0	0	0	0	Eff. MTD / 1 pass MTD	°C	28,71 / 32,15
Liquid	kg/s	6,4464	6,4464	0,7076	0,7076	Actual/Reqd area ratio - fouled/clean		
Noncondensable	kg/s	0	0	0	0			0,98 / 0,98
Cond./Evap.	kg/s	0	0	0	0	Coef./Resist.	W/(m ² K)	m ² K/W
Temperature	°C	121,85	130,85	199,85	132,85	Overall fouled	185,3	0,0054
Dew / Bubble point	°C					Overall clean	185,3	0,0054
Quality		0	0	0	0	Tube side film	201,9	0,00495
Pressure (abs)	bar	36	35,84434	5	4,99629	Tube side fouling		0
DeltaP allow/cal	bar	0,49987	0,15567	0,27027	0,00371	Tube wall	20444,7	0,00005
Velocity	m/s	1,24	1,38	0,18	0,17	Outside fouling		0
						Outside film	2536	0,00039
Liquid Properties						Shell Side Pressure Drop		
Density	kg/m ³	377,29	339,42	646,17	696,29	Inlet nozzle	0,01155	7,43
Viscosity	mPa s	0,0458	0,0411	0,3511	0,6277	Inlet space Xflow	0,00486	3,13
Specific heat	kJ/(kg K)	3,54	2,869	2,769	2,491	Baffle Xflow	0,04788	30,81
Therm. cond.	W/(m K)	0,0667	0,0653	0,1038	0,1185	Baffle window	0,06147	39,55
Surface tension	N/m					Outlet space Xflow	0,00529	3,4
Molecular weight		54,24	54,24	226,45	226,45	Outlet nozzle	0,02433	15,66
Vapor Properties						Intermediate nozzle		
Density	kg/m ³					Tube Side Pressure Drop		
Viscosity	mPa s					Inlet nozzle	0,00016	4,43
Specific heat	kJ/(kg K)					Entering tubes	0,0001	2,7
Therm. cond.	W/(m K)					Inside tubes	0,00323	86,72
Molecular weight						Exiting tubes	0,00015	4,02
Two-Phase Properties						Outlet nozzle	0,00008	2,13

Ilustración 44: Reboiler desetanizadora 1

Los *reboilers* utilizan aceite térmico para calentar los productos de fondo de las torres. Las características más destacadas del dimensionamiento del reboiler de la *desetanizadora* son las siguientes: Longitud 6170 mm. Tubos utilizados de un grosor de 4,22 mm. El intercambiador está formado por 71 tubos de 2 pasos y un total de 20 deflectores orientados en H.

Heat Transfer Parameters					Velocity / ρV^2		
Reynolds No. vapor					m/s	kg/(m ² s)	
Reynolds No. liquid	195243	217730,5	4873,17	2725,55	Shell nozzle inlet	2,08	1633
Prandtl No. vapor					Shell bundle Xflow	1,24	1,38
Prandtl No. liquid	2,43	1,8	9,36	13,19	Shell baffle window	1,33	1,48
Heat Load	kW		kW		Shell nozzle outlet	2,98	3009
Vapor only	0		0		Shell nozzle interm		
2-Phase vapor	0		0		m/s	kg/(m ² s)	
Latent heat	0		0		Tube nozzle inlet	0,23	34
2-Phase liquid	0		0		Tubes	0,18	0,17
Liquid only	124,8		-124,8		Tube nozzle outlet	0,21	32
					Tube nozzle interm		
Tubes				Baffles		Nozzles: (No./OD)	
Type		Plain		Type	Single segmental	Shell Side	Tube Side
ID/OD	mm	14,83 / 19,05		Number	20	Inlet	1 / 88,9
Length act/eff	mm	5486,4 / 5410,2		Cut(%d)	43,22	Outlet	1 / 88,9
Tube passes		2		Cut orientation	H	Other	/
Tube No.		71		Spacing: c/c	mm	Impingement protection	None
Tube pattern		30		Spacing at inlet	mm		
Tube pitch	mm	23,81		Spacing at outlet	mm		
Insert		None					
Vibration problem		No / No					
					RhoV2 violation		No

Ilustración 45: Reboiler desetanizadora 2

Las temperatura de entrada del aceite térmico al *reboiler* de la *desetanizadora* es de 199,85 °C y 5 bar de presión en estado líquido. El fluido caliente, dejará el *reboiler* en estado gaseoso y a una temperatura de 132,85 °C. Por otro lado, el fluido que entra en el reboiler para ser vaporizado lo hace a una temperatura de 121,85 °C y sale del reboiler a 130,85 °C. La energía intercambiada en el proceso es de 124,8 kW

3.3.10 REBOILER DESPROPANIZADORA

Los resultados obtenidos del dimensionamiento del *reboiler* se presentan en la *Ilustración 46: Reboiler despropanizadora 1* e *Ilustración 47: Reboiler despropanizadora 2*.

Size	257,45 x 5486,4	mm	Type	BEM	Hor	Connected in	1 parallel	2 series
Surf./Unit (gross/eff/finned)	46,6 / 46	/			m ²	Shells/unit	2	
Surf./Shell (gross/eff/finned)	23,3 / 23	/			m ²			
Rating / Checking								
PERFORMANCE OF ONE UNIT								
Process Data		Shell Side		Tube Side		Heat Transfer Parameters		
		In	Out	In	Out			
Total flow	kg/s	1,6522		1,3892		Total heat load	kW	323,6
Vapor	kg/s	0	0	0	0	Eff. MTD/ 1 pass MTD	°C	16,83 / 18,66
Liquid	kg/s	1,6522	1,6522	1,3892	1,3892	Actual/Reqd area ratio - fouled/clean		0,68 / 0,68
Noncondensable	kg/s	0		0		Coef./Resist.		
Cond./Evap.		0		0		W/(m ² K)	m ² K/W	%
Temperature	°C	131,85	139,12	219,85	132,84	Overall fouled	285,9	0,0035
Dew / Bubble point	°C					Overall clean	285,9	0,0035
Quality		0	0	0	0	Tube side film	410,1	0,00244
Pressure (abs)	bar	22	21,98034	5	4,9759	Tube side fouling		0
DeltaP allow/cal	bar	0,49987	0,01966	0,27027	0,0241	Tube wall	20340,1	0,00005
Velocity	m/s	0,28	0,29	0,36	0,33	Outside fouling		0
						Outside film	990	0,00101
								28,88
Liquid Properties						Shell Side Pressure Drop		
Density	kg/m ³	436,63	420,03	630,18	696,3	Inlet nozzle	bar	%
Viscosity	mPa s	0,0698	0,0637	0,3058	0,6278		0,00066	3,34
Specific heat	kJ/(kg K)	3,811	4,384	2,854	2,494	Inlet space Xflow		0,00069
Therm. cond.	W/(m K)	0,0696	0,0677	0,0994	0,1185	Baffle Xflow		0,0077
Surface tension	N/m					Baffle window		0,00636
Molecular weight		63,81	63,81	226,45	226,45	Outlet space Xflow		0,0007
Vapor Properties						Outlet nozzle		0,00129
Density	kg/m ³					Intermediate nozzle		0,00226
Viscosity	mPa s					Tube Side Pressure Drop		
Specific heat	kJ/(kg K)					Inlet nozzle	bar	%
							0,00065	2,7
						Entering tubes		0,00077
								3,18

Ilustración 46: Reboiler despropanizadora 1

Las características más destacadas del dimensionamiento del *reboiler* de la *despropanizadora* son las siguientes: Longitud 6170 mm. Tubos utilizados de son de un grosor de 4,22 mm. El intercambiador está formado por 71 tubos de 2 pasos y un total de 20 deflectores orientados en H.

Therm. cond.	W/(m K)				Inside tubes	0,02038	84,31
Molecular weight					Exiting tubes	0,00116	4,8
Two-Phase Properties					Outlet nozzle	0,00031	1,27
Latent heat	kJ/kg				Intermediate nozzle	0,00091	3,74
Heat Transfer Parameters					Velocity / Rho*V2		
Reynolds No. vapor					Shell nozzle inlet	0,46	93
Reynolds No. liquid	32806,8	35982,71	10984,83	5350,69	Shell bundle Xflow	0,28	0,29
Prandtl No. vapor					Shell baffle window	0,29	0,31
Prandtl No. liquid	3,82	4,12	8,78	13,21	Shell nozzle outlet	0,62	160
Heat Load	kW		kW		Shell nozzle interm	0,6	154
Vapor only	0		0			m/s	kg/(m s²)
2-Phase vapor	0		0		Tube nozzle inlet	0,46	135
Latent heat	0		0		Tubes	0,36	0,33
2-Phase liquid	0		0		Tube nozzle outlet	0,42	122
Liquid only	323,6		-323,6		Tube nozzle interm	0,42	123
Tubes					Nozzles: (No./OD)		
Type	Plain				Type	Single segmental	
ID/OD	mm	14,83 /	19,05		Number	20	
Length act/eff	mm	5486,4 /	5410,2		Cut(%d)	43,22	
Tube passes	2				Cut orientation	H	
Tube No.	71				Spacing: c/c	mm	247,65
Tube pattern	30				Spacing at inlet	mm	352,42
Tube pitch	mm	23,81			Spacing at outlet	mm	352,42
Insert	None						
Vibration problem	No / No				RhoV2 violation		No

Ilustración 47: Reboiler despropanizadora 2

Las temperatura de entrada del aceite térmico al reboiler es de 219,85 °C y 5 bar de presión en estado líquido. El fluido caliente, dejará el *reboiler* en estado gaseoso principalmente y a una temperatura de 132,84 °C. El fluido a ser vaporizado en el *reboiler*, entra a una temperatura de 131,85 °C y deja el *reboiler* a 139,12 °C. La energía intercambiada es de 323,6 kW

3.3.11 REBOILER DESBUTANIZADORA

Los resultados obtenidos del dimensionamiento del intercambiador se representan en la *Ilustración 48: Reboiler desbutanizadora 1* e *Ilustración 49: Reboiler desbutanizadora 2* :

1	Size	257,45 x 5486,4	mm	Type	BEM	Hor	Connected in	1 parallel	1 series
2	Surf./Unit (gross/eff/finned)	23,3 / 23 /				m ²	Shells/unit	1	
3	Surf./Shell (gross/eff/finned)	23,3 / 23 /				m ²			
4									
5	Rating / Checking	PERFORMANCE OF ONE UNIT							
6		Shell Side				Tube Side			
7	Process Data	In	Out	In	Out	Heat Transfer Parameters			
8	Total flow	kg/s	30,3863		2,0079	Total heat load	kW	466,8	
9	Vapor	kg/s	0	0	0	Eff. MTD/ 1 pass MTD	°C	0,44 / 18,75	
10	Liquid	kg/s	30,3863	30,3863	2,0079	Actual/Reqd area ratio - fouled/clean		0,01 / 0,01	
11	Noncondensable	kg/s	0		0	Coef./Resist.	W/(m ² K)	m ² K/W	%
12	Cond./Evap.		0		0	Overall fouled	249,3	0,00401	
13	Temperature	°C	131,85	138,85	219,85	Overall clean	249,3	0,00401	
14	Dew / Bubble point	°C				Tube side film	262,8	0,0038	94,86
15	Quality		0	0	0	Tube side fouling		0	0
16	Pressure (abs)	bar	22	19,5545	5	Tube wall	20340,1	0,00005	1,23
17	DeltaP allow/cal	bar	0,49987	2,4455	0,27027	Outside fouling		0	0
18	Velocity	m/s	4,55	4,76	0,52	Outside film	6369,6	0,00016	3,91
19									
20	Liquid Properties					Shell Side Pressure Drop	bar	%	
21	Density	kg/m ³	486,1	474,27	630,18	Inlet nozzle	0,19921	8,15	
22	Viscosity	mPa s	0,0871	0,0812	0,3058	Inlet space Xflow	0,07627	3,12	
23	Specific heat	kJ/(kg K)	3,351	3,581	2,847	Baffle Xflow	0,65852	26,95	
24	Therm. cond.	W/(m K)	0,0764	0,0743	0,0994	Baffle window	1,03719	42,45	
25	Surface tension	N/m				Outlet space Xflow	0,07775	3,18	
26	Molecular weight		71,43	71,43	226,45	Outlet nozzle	0,39459	16,15	
27	Vapor Properties					Intermediate nozzle			
28	Density	kg/m ³				Tube Side Pressure Drop	bar	%	
29	Viscosity	mPa s				Inlet nozzle	0,00136	6,38	
30	Specific heat	kJ/(kg K)				Entering tubes	0,00075	3,51	
31	Therm. cond.	W/(m K)				Inside tubes	0,01757	82,3	
32	Molecular weight					Exiting tubes	0,00107	5,02	

Ilustración 48: Reboiler desbutanizadora 1

Las características más destacadas del dimensionamiento del *reboiler* de la desbutanizadora son las siguientes: Longitud 6170 mm. Los tubos utilizados son de un grosor de 4,22 mm. El intercambiador está formado por 71 tubos de 2 pasos y un total de 20 deflectores orientados en H.

36	Heat Transfer Parameters					Velocity / Rho*V2					m/s	kg/(m s²)
37	Reynolds No. vapor					Shell nozzle inlet					7,61	28159
38	Reynolds No. liquid 483714,9 548087,5 15876,63 7734,42					Shell bundle Xflow					4,55	4,76
39	Prandtl No. vapor					Shell baffle window					4,86	5,08
40	Prandtl No. liquid 3,82 3,91 8,76 13,19					Shell nozzle outlet					10,25	48807
41	Heat Load kW kW					Shell nozzle interm						
42	Vapor only 0 0										m/s	kg/(m s²)
43	2-Phase vapor 0 0					Tube nozzle inlet					0,67	281
44	Latent heat 0 0					Tubes					0,52	0,47
45	2-Phase liquid 0 0					Tube nozzle outlet					0,56	237
46	Liquid only 466,8 -466,8					Tube nozzle interm						
47												
48	Tubes					Baffles					Nozzles: (No./OD)	
49	Type Plain					Type Single segmental					Shell Side Tube Side	
50	ID/OD mm	14,83 /	19,05	Number		20	Inlet mm	1 / 114,3	1 / 88,9			
51	Length act/eff mm	5486,4 /	5410,2	Cut(%d)		43,22	Outlet	1 / 101,6	1 / 88,9			
52	Tube passes 2					Cut orientation H					Other /	/
53	Tube No. 71					Spacing: c/c mm					247,65	Impingement protection None
54	Tube pattern 30					Spacing at inlet mm					352,42	
55	Tube pitch mm					Spacing at outlet mm					352,42	
56	Insert None											
57	Vibration problem /					RhoV2 violation						

Ilustración 49: Reboiler desbutanizadora 2

Las temperatura de entrada del aceite térmico en el reboiler es de 219,85 °C y 5 bar de presión en estado líquido. El fluido caliente, dejará el *reboiler* en estado gaseoso principalmente y a una temperatura de 132,85 °C. El fluido a vaporizar para que parte vuelva a la columna en forma de vapor sobrecalentado, entra en el reboiler a una temperatura de 131,85 °C, dejando el reboiler a 138,85 °C. La energía intercambiada es de 466,8 kW.

3.4 DIAGRAMA DE FLUJOS

El diagrama de flujos representado en la *Ilustración 50: Diagrama de Flujos*, ha sido realizado con el programa *VISIO*, el cual te permite realizar diagramas con gran rapidez y facilidad.

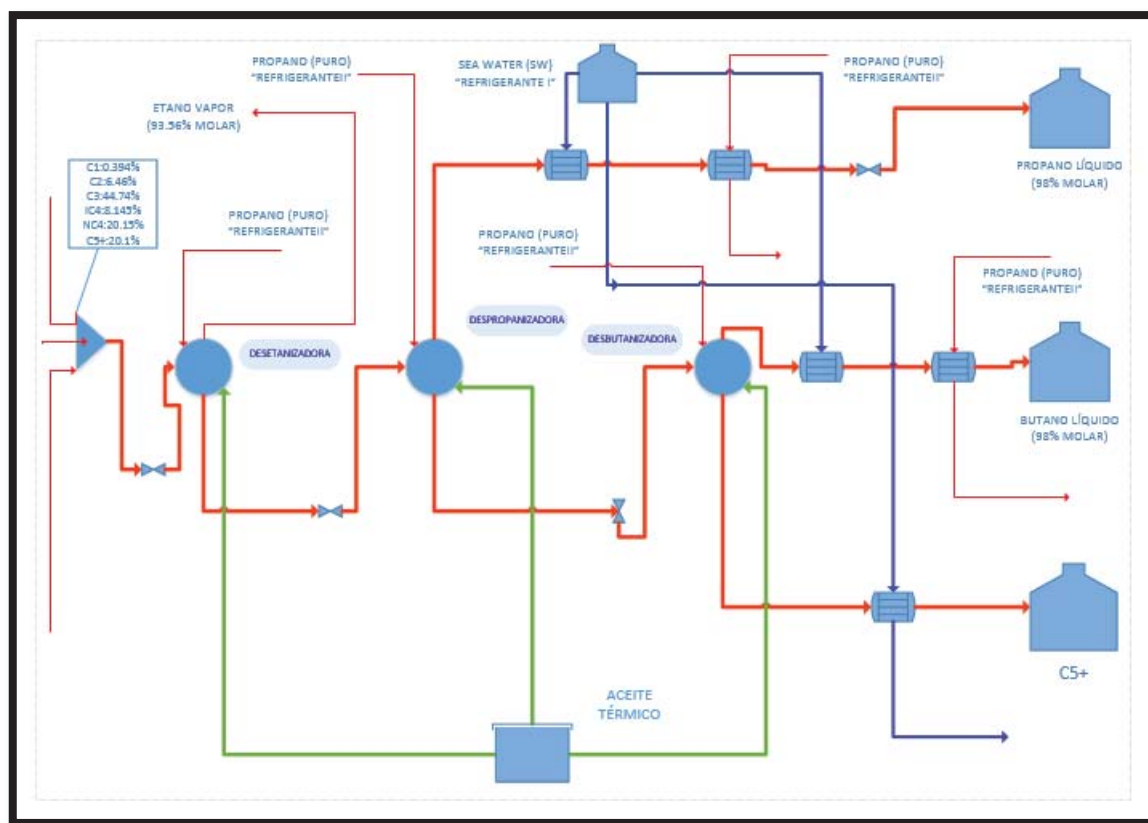


Ilustración 50: Diagrama de Flujos

El diagrama ha sido realizado basado en la *Ilustración 51: Torres Fraccionamiento* y la *Ilustración 52: Central*. En dichas ilustraciones se observa la proximidad entre las torres, existiendo apenas separación entre ellas. Se encuentran alineadas y cerca de los tanques de almacenamiento. Se observan las conexiones de los refrigerantes con sus destinos a refrigerar. El aceite térmico como se ha comentado con anterioridad proviene del intercambiador situado en el escape de las turbinas de gas que generan la electricidad demandada en la planta.

Este diagrama ilustra una de las técnicas para representar soluciones a problemas del mundo real en forma visual. Esta técnica mediante graficas de flujo, ilustra cómo diseñar los procedimientos o sentencias con coherencia lógica, que representan la solución al problema

planteado. Es un gráfico lógico del plan de trabajo que se ejecutará para la solución de un determinado problema. A través de él, se planifica la solución del problema.



Ilustración 51: Torres Fraccionamiento

El diagrama de flujos tiene la función de mostrar de una manera más intuitiva la estructuración de la **Unidad de fraccionamiento**. Se han facilitado las composiciones de entrada a la unidad y las composiciones principales de las líneas de salida en dirección a los tanques de almacenamiento.



Ilustración 52: Central

4. BIBLIOGRAFÍA

1. Carl Branan, " Rules of thumb for chemical engineers, manual of quick, accurate solutions to everyday processes engineers problem." 2005
2. SEDIGAS (2011): "Gas en el mundo"
3. K. T. Chuang and K. Nandakumar, Tray Columns: Design. 2010
4. Bruce S. Holden. "Choosing Trays and packing for distillation". September 2009.
5. "Fractionation and absorption", *GPSA Engineering Handbook*

DOCUMENTO N° 2: ESTUDIO ECONÓMICO

Unidad de fraccionamiento de GLP's

1. COSTES

Para el estudio económico, Aspen permite hacer una evaluación económica de procesos ya que estima los costes de capital y operación, de modo que es capaz de generar los flujos de caja, a partir de los cuales, se realiza el estudio de rentabilidad. Es capaz de realizar un dimensionamiento básico de los equipos, utilizando el estudio para obtener su coste.

Tabla 6: Capital cost evaluation basis

ITEM Scenario Description	UNITS	VALUE
CAPITAL COST EVALUATION BASIS		
Date		9APR15
Country		AUSTRALIA
Units of Measure		I-P
Currency (Cost) Symbol		U.S. DOLLAR
Currency Conversion Rate	USD/U.S. DOLLAR	1
System Cost Base Date		1Q 12
Project Type		Grass roots/Clear field
Design code		ASME
Prepared By		
Plant Location		AUSTRALIA
User Currency Name		DOLLARS
User Currency Description		U.S. DOLLARS
User Currency Symbol		USD

Las unidades del estudio económico vienen reflejadas en la Tabla 6: Capital cost evaluation basis (U.S DOLLAR). Con esta moneda se trabaja durante todo el estudio económico. En dicha ilustración se exponen los parámetros básicos para el escenario determinado.

Tabla 7: Project results summary

ITEM PROJECT RESULTS SUMMARY	UNITS	VALUE
Total Project Capital Cost	Cost	6,24E+07
Total Raw Materials Cost	Cost/period	0
Total Products Sales	Cost/period	0
Total Operating Labor and Maintenance Cost	Cost/period	2,97E+06
Total Utilities Cost	Cost/period	5,62E+07
Total Operating Cost	Cost/period	6,56E+07
Operating Labor Cost	Cost/period	657450
Maintenance Cost	Cost/period	2,31E+06
Operating Charges	Cost/period	164363
Plant Overhead	Cost/period	1,48E+06
Subtotal Operating Cost	Cost/period	6,08E+07
G and A Cost		4,86E+06

En la Tabla 7: Project results summary se desglosa el resumen del estudio económico en términos generales. Desde el coste de capital de la unidad de fraccionamiento hasta los costes de operación de la unidad. Todos los costes vienen dados por periodos. Dichos periodos son de 52 semanas (1 año). El análisis está formado por un total de 20 periodos.

Tabla 8: Project capital summary

PROJECT CAPITAL SUMMARY	Total Cost	Design, Eng, Procurement	Construction Material	Construction Manhours	Construction Manpower	Construction Indirects
Purchased Equipment	2,74E+07		2,74E+07			
Equipment Setting	773839			25311	773839	
Piping	9,05E+06		7,09E+06	64894	1,95E+06	
Civil	1,38E+06		848955	21822	532683	
Steel	305215		262417	1533	42797,1	
Instrumentation	1,23E+06		1,06E+06	5399	163617	
Electrical	781793		688650	3217	93142	
Insulation	1,06E+06		563921	22046	496518	
Paint	167345		57937,6	4906	109407	
Other	1,41E+07	3,95E+06	3,89E+06			6,31E+06
Subcontracts	0					
G and A Overheads	1,57E+06	0	1,25E+06		124995	189246
Contract Fee	1,80E+06	209377	861407		291821	441826
Escalation	0	0	0		0	0
Contingencies	1,07E+07	748778	7,91E+06		824995	1,25E+06
Total Project Cost	7,03E+07					
Adjusted Total Project Cost	6,24E+07					

En la *Tabla 8: Project capital summary* con su desglose. Dentro de este desglose se encuentran los gastos del diseño, de los materiales de construcción, la mano de obra y los gastos indirectos dando lugar a un coste total del proyecto de 70 M\$.

Tabla 9: Engineering Summary

ENGINEERING SUMMARY	Cost	Manhours
Basic Engineering	1,07E+06	9670
Detail Engineering	1,81E+06	17004
Material Procurement	545300	
Home Office	522600	5173
Total Design, Eng, Procurement Cost	3,95E+06	

En el resumen ingenieril, *Tabla 9: Engineering Summary* se muestran los diferentes costes que envuelve la ingeniería para la construcción de la unidad. Dichos costes están formados por la ingeniería básica, la ingeniería de detalle, el coste de obtención de los materiales necesarios y el *home office*. Por otro lado la mano de obra necesaria para cada apartado. La totalidad de los costes dan lugar a una cifra de 4 M\$.

Tabla 10: *Operating Labor Maintenance Costs*

OPERATING LABOR AND MAINTENANCE COSTS		
Operating Labor		
Operators per Shift		2
Unit Cost	Cost/Operator/H	20
Total Operating Labor Cost	Cost/period	350640
Maintenance		
Cost/8000 Hours		2,11E+06
Total Maintenance Cost	Cost/period	2,31E+06
Supervision		
Supervisors per Shift		1
Unit Cost	Cost/Supervisor/H	35
Total Supervision Cost	Cost/period	306810

Los gastos de operación y mantenimiento por periodo se expresan en la Tabla 10: *Operating Labor Maintenance Costs*. Aspen proporciona un coste total de operación por periodo, al mismo tiempo que un coste total por periodo de mantenimiento y supervisión.

Tabla 11: *Utilities Costs*

UTILITIES COSTS		
Electricity		
Rate	KW	723,72
Unit Cost	Cost/KWH	0,0775
Total Electricity Cost	Cost/period	491670
Potable Water		
Rate		
Unit Cost	Cost/MMGAL	0
Total Potable Water Cost	Cost/period	0
Fuel		
Rate		
Unit Cost	Cost/MMBTU	7,85
Total Fuel Cost	Cost/period	0
Instrument Air		
Rate		
Unit Cost	Cost/KCF	0
Total Instrument Air Cost	Cost/period	0
Subtotal Cost	Cost/period	491670
Process Utilities		
Subtotal Cost	Cost/period	5,57E+07

En la Tabla 11: *Utilities Costs* se desglosan los costes asociados a la energía y recursos necesarios. Estos recursos son la electricidad, agua potable, fuel y equipos de aire.

Tabla 12: Equipment Cost

Component Name	Component Type	Total Direct Cost (USD)	Equipment Cost (USD)	Equipment Weight LBS	Installed Weight LBS
DESBUTAN-bottoms split	C	0	0	0	0
DESBUTAN-cond	DHE TEMA EXCH	1,68E+06	1,14E+06	389000	507690
DESBUTAN-cond acc	DHT HORIZ DRUM	319100	99700	51000	88049
DESBUTAN-overhead split	C	0	0	0	0
DESBUTAN-reb	DRB U TUBE	708500	457900	132600	188508
DESBUTAN-reflux pump	DCP CENTRIF	224800	67800	4700	42974
DESBUTAN-tower	DTW TRAYED	3,35E+06	2,27E+06	887800	1,12E+06
DESETAN-bottoms split	C	0	0	0	0
DESETAN-cond	DHE TEMA EXCH	1,49E+06	1,03E+06	343000	443219
DESETAN-cond acc	DHT HORIZ DRUM	650100	344900	209600	267213
DESETAN-overhead split	C	0	0	0	0
DESETAN-reb	DRB U TUBE	961700	725500	235800	290836
DESETAN-reflux pump	DCP CENTRIF	342500	83600	5900	67786
DESETAN-tower	DTW TRAYED	1,76E+07	1,16E+07	6,07E+06	7,33E+06
DESPROP-bottoms split	C	0	0	0	0
DESPROP-cond	DHE TEMA EXCH	1,40E+06	1,02E+06	333600	417889
DESPROP-cond acc	DHT HORIZ DRUM	416700	199300	124200	164974
DESPROP-overhead split	C	0	0	0	0
DESPROP-reb	DRB U TUBE	1,18E+06	916500	291600	353255
DESPROP-reflux pump	DCP CENTRIF	325000	76300	5400	68159
DESPROP-tower	DTW TRAYED	7,41E+06	5,47E+06	2,46E+06	2,89E+06
HEATERX1	DHE TEMA EXCH	89600	22300	5500	16433
HEATERX2	DHE TEMA EXCH	69900	13500	2200	9280
HEATERX3	DHE TEMA EXCH	84100	17700	4000	14526
HEATERX4	DHE TEMA EXCH	61200	8500	560	6098
HEATERX5	DHE TEMA EXCH	61100	10000	1100	7309

En la Tabla 12: *Equipment Cost* se desglosan los costes totales de los equipos, incluyendo la instalación se los mismos. Al mismo tiempo, esta ilustración nos proporciona el peso de los equipos y el peso de los mismos ya instalados.

1.1 EXECUTIVE SUMMARY

Tabla 13: Investment

INVESTMENT	
Currency Conversion Rate	1 USD/U.S. DOLLAR
Total Project Capital Cost	6,24E+07 USD
Total Operating Cost	6,56E+07 USD/Year
Total Utilities Cost	5,62E+07 USD/Year
Desired Rate of Return	20 Percent/Year

En el *executive summary* expresado en la Tabla 13: *Investment* se encuentran los costes totales de capital de inversión, de operación al año y la tasa de retorno entre otros, dando lugar a un total de 70 M\$ de inversión unido a un coste de operación de 65,6 M\$ anuales y unos 56 M\$ en *utilities* anuales. La tasa de retorno es de un 20% anual.

2. COMPARATIVA

En este apartado se expondrán los beneficios de la central con y sin unidad de fraccionamiento, con la finalidad de conocer la magnitud de los beneficios de la integración de la unidad de fraccionamiento.

Con la finalidad de poder convertir las cantidades a las unidades óptimas. Los volúmenes y las masas de los productos de salida viene descritos en la *Tabla 14: Cantidades en masa y volumen*.

Tabla 14: Cantidades en masa y volumen

	PLUS	PROPANO	BUTANO	UNIDADES
MASA	65055,74	85536	68256	kg/día
VOLUMEN	107623	1661610	202109	l/día
DENSIDAD	0,6044	0,05147	0,3377	kg/l

ESCENARIO 1

La producción de GNL de la central sin la utilización de la unidad de fraccionamiento es de 15079879,43 T/año. El precio promedio de venta de propano, butano, gasolina y GNL están descritos en la *Tabla 15: Precios*.

Tabla 15: Precios

	USD cent/gal	USD cent/L	USD /t
PRECIO MEDIO PROPANO	42,522	11,233	2182,113
PRECIO MEDIO BUTANO	63,323	16,728	495,327
PRECIO MEDIO GASOLINA	131,750	34,805	575,780
PRECIO MEDIO GNL			416,133

Según los precios dados y las cantidades producidas, el escenario 1 provee de unos beneficios brutos de (*Tabla 16: Beneficios brutos escenario 1*):

Tabla 16: Beneficios brutos escenario 1

Producto	Beneficios Brutos
GNL	6.275.240.492,01

ESCENARIO 2

En caso de utilizar la unidad de fraccionamiento, las cantidades producidas son las mostradas en la *Tabla 17: Cantidades de producto*.

Tabla 17: Cantidades de producto

PRODUCTO	t/año
GNL	15.000.000,00
PROPANO	31.220,64
BUTANO	24.913,44
C5+	23.745,35

El precio de cada producto, viene desglosado en la *Ilustración 53: Precios Bloomberg*. Se han tomado los precios americanos de referencia. Dicha ilustración esta sacada de Bloomberg, un software financiero que muestra a tiempo real los precios de diferentes instrumentos financieros.

Pg 1/2 Gases petroleros licuados/Liquidos de gas natural				
Último en	05/13/15	Prc dentro de	En 10 años	Fuente Composite
91) América	92) Fwds Belvieu	93) Europa y Asia	94) European Swaps	95) Intl .Postings
Prod	Hora	Precio	Cmb	Fuente
USD cent/gal				
Propane				
1) LDH Mont Belvieu	05/12/15	51.7500	+2.5000	DTNE
2) No LDH Mont Belvieu	05/12/15	50.8800	+2.1300	DTNE
3) Conway, KS	05/12/15	44.5000	+2.5000	DTNE
4) Hattiesburg, MS	05/12/15	51.2500	+4.0000	DTNE
5) Sarnia, Ontario	05/12/15	51.2500	-1.0000	DTNE
6) Edmonton, AB	05/12/15	5.5000	+2.5000	DTNE
Butano normal				
7) LDH Mont Belvieu	05/12/15	63.2500	+1.8800	DTNE
8) No LDH Mont Belvieu	05/12/15	63.5000	+1.8800	DTNE
9) Conway, KS	05/12/15	54.2500	+2.2500	DTNE
10) Edmonton, AB	05/12/15	72.2500	+1.7500	DTNE
Isobutano				
11) LDH Mont Belvieu	05/12/15	64.6300	+2.2500	DTNE
12) No LDH Mont Belvieu	05/12/15	64.6300	+2.2500	DTNE
13) Conway, KS	05/12/15	60.7500	+2.2500	DTNE
Gasolina natural				
14) LDH Mont Belvieu	05/12/15	131.7500	+4.5000	DTNE

Ilustración 53: Precios Bloomberg

Mediante la *Ilustración 53: Precios Bloomberg*, se han obtenido los precios de la tabla *Tabla 15: Precios*. Se conocen las cantidades de cada producto y su beneficio por unidad. Los resultados de beneficios brutos al año por producto se desglosan en la *Tabla 18: Beneficios brutos por producto*.

Tabla 18: Beneficios brutos por producto

Producto	Beneficios Brutos
PROPANO	68.126.976,79
BUTANO	12.340.304,62
GASOLINA	13.672.106,93
GNL	6.242.000.000,00
TOTAL	6.336.139.388,35

Comparando ambos escenarios, el resultado es positivo para la integración de la unidad de fraccionamiento. Dicho resultado se ve reflejado en la *Tabla 19: Resultado comparativa*.

Tabla 19: Resultado comparativa

Escenario 1	6.275.240.492,01
Escenario 2	6.336.139.388,35
Resultado	60.898.896,34

3. VAN (VALOR ACTUAL NETO)

El método del valor actual neto es de los criterios económicos más utilizados en la evaluación de proyectos. Es un procedimiento que permite calcular el valor presente de un determinado número de flujos de caja futuros, originados por una inversión.

La inversión se considera aceptable cuando su VAN es mayor que cero. Si el VAN es menor que cero la inversión es rechazada. Además, se da preferencia a aquellas inversiones cuyo VAN sea más elevado. Con esta aplicación podemos calcular el Valor Actual Neto de una inversión conociendo la rentabilidad requerida para la misma, su duración, el desembolso inicial de capital y los flujos de caja esperados.

Para el cálculo del VAN del proyecto, se ha estimado una tasa de descuento de 10%

4. TIR (TASA INTERNA DE RETORNO)

La Tasa Interna de Retorno o de Rentabilidad (TIR), es un método de valoración de inversiones que mide la rentabilidad de los cobros y los pagos actualizados, generados por una inversión, en términos relativos, es decir en porcentaje. En otras palabras, es la rentabilidad que resulta cuando el VAN es cero. Es un parámetro clave para los accionistas.

5. RESULTADOS DEL ESTUDIO DE RENTABILIDAD

La *Tabla 20: Resultados estudio de rentabilidad* muestra los resultados del estudio económico llevado a cabo:

Tabla 20: Resultados estudio de rentabilidad

TIR	33%
VAN	303.878.758,594 €
PAYBACK	3,03

El proyecto ha resultado tener una tasa interna de retorno del 33 % y un VAN positivo, indicando que el proyecto puede ser llevado a cabo. En todo proyecto se espera una rentabilidad. Se tiene como premisa la recuperación de la inversión, por lo cual, el tiempo que se retrase en recuperar el dinero invertido, se vuelve muy importante, ya que de esto indicará su rentabilidad y su riesgo. Cuanto más corto sea el periodo de recuperación, menos riesgo comprenderá el proyecto.

6. SENSIBILIDADES

A lo largo del proyecto, se han ido realizando diferentes suposiciones cuyo cumplimiento depende de la rentabilidad de la planta. En este apartado se realiza el estudio de las sensibilidades, es decir, del cómo afectan las variaciones de un parámetro sobre otros

6.1 INFLUENCIA DE LA VARIACIÓN DE LA INVERSIÓN INICIAL.

En el gráfico de la *Ilustración 54: Influencia Inversión Inicial*, se muestra la variación del desembolso inicial y su efecto sobre el VAN y la TIR. Se observa que con el aumento de la inversión inicial, hay una disminución progresiva del VAN y un aumento uniforme de la TIR.

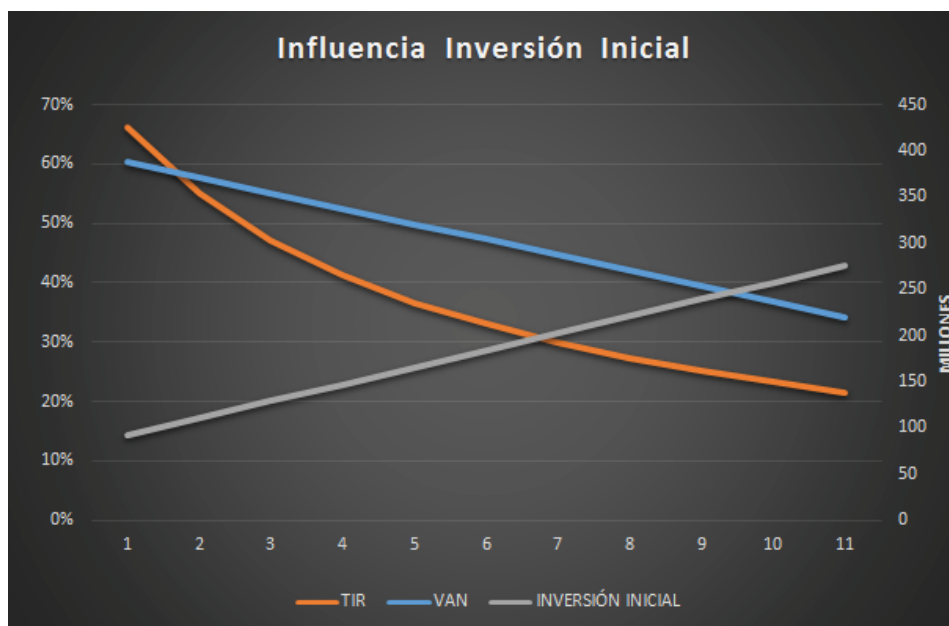


Ilustración 54: Influencia Inversión Inicial

El *payback* es el número de años que se tarda en recuperar la inversión inicial. Para la elección entre proyectos con *payback* diferente, siempre se tenderá a elegir el que menos tiempo tarde en recuperar la inversión inicial. El *payback* asciende a medida que el desembolso inicial necesario aumenta. Esto se muestra en la *Ilustración 55: Variación del PAYBACK*.

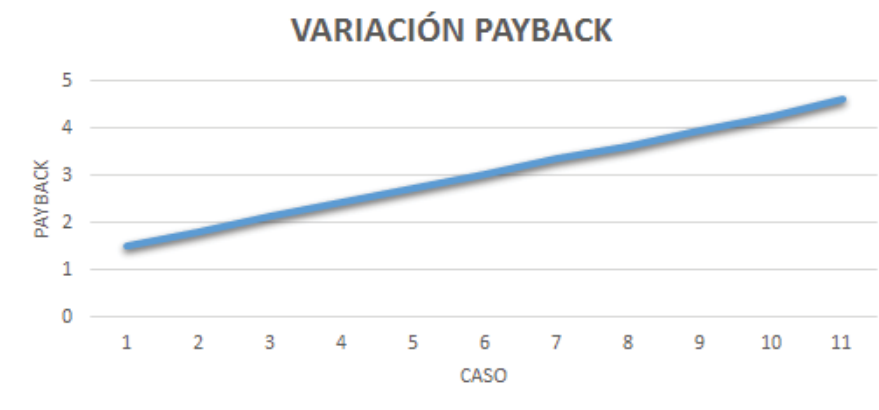


Ilustración 55: Variación del PAYBACK

6.2 VARIACIÓN DE LA TASA DE DESCUENTO

Es la diferencia expresada en términos porcentuales, entre el precio que se paga por un título y su valor nominal, siendo este último superior al primero y sujeto a ser rescatado en una fecha determinada. Es uno de los factores supuestos en este proyecto. Por ello se ha realizado el estudio de la sensibilidad del VAN en función de la tasa de descuento. El gráfico de la *Ilustración 56: VAN vs Tasa de descuento*, muestra la variación del VAN a medida que se aumenta la tasa de descuento del proyecto. De esta manera, se tiene una idea de la trayectoria del VAN en función de la tasa de descuento.



Ilustración 56: VAN vs Tasa de descuento

7. CONCLUSIONES

Las conclusiones son claras y satisfactorias. La integración de la **unidad de fraccionamiento** es un proyecto que aumenta los beneficios de la planta, debido al elevado beneficio de venta de productos como propano, butano y C₅+. A través del estudio económico se observa que los resultados de la integración de la unidad de fraccionamiento dan lugar a nuevas metas más ambiciosas.

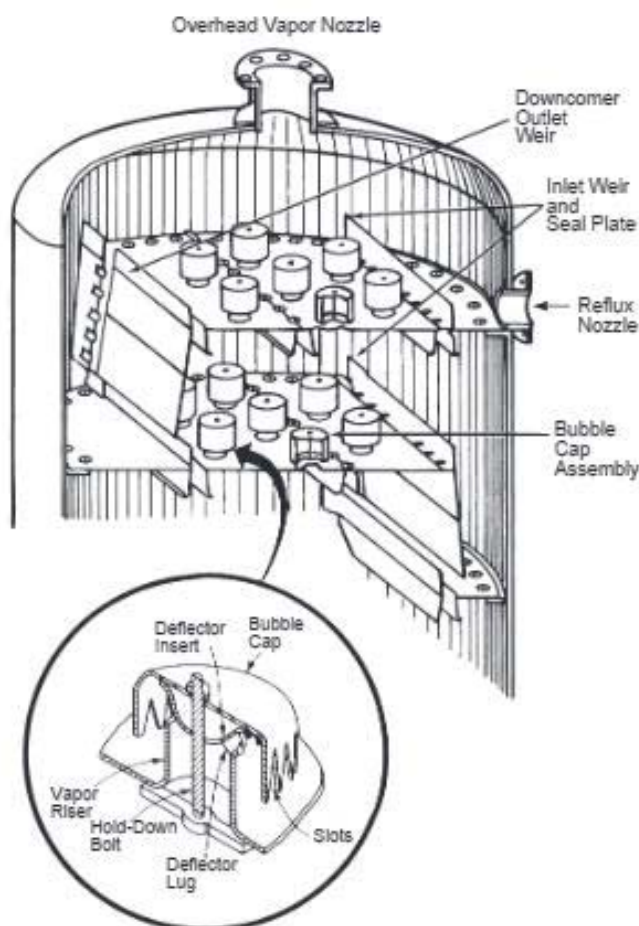
Los resultados del proyecto, proporcionan unos valores de VAN de 303,8 M\$ y una tasa interna de retorno del 33 % durante un periodo de explotación de 20 años. El análisis de sensibilidad, demuestra que aunque el proyecto es susceptible a las variaciones de ciertos parámetros, se mantiene dentro del rango de rentabilidades aceptables.

DOCUMENTO N°3: ANEXOS

Unidad de fraccionamiento de GLP's

ANEXO A: TORRES DE FRACCIONAMIENTO

El fraccionamiento, es la separación por vaporización de los componentes de una solución que resulta de una diferencia de volatilidad entre los componentes. Esta separación, se logra sometiendo el fluido a condiciones de presión y temperatura apropiadas, de modo que las fracciones que se buscan separar, se encuentren en fases diferentes.



La fracción más pesada (líquido) baja por gravedad, mientras que la más liviana (gas) asciende y se condensa en las partes superiores de la columna. De esta manera se logra un buen intercambio de fases, permitiendo la efectiva transferencia de la parte líquida que baja y la fase gaseosa que asciende. Este mecanismo de transferencia se optimiza al maximizar la superficie de contacto entre ambas fases.

Los platos van alternándose de un lado al otro de la torre de manera sucesiva, obligando al líquido a recorrer un camino en *zig-zag* hacia la parte inferior de la torre. El gas se desplaza en dirección contraria hacia arriba. El gas se va haciendo camino a través de unos conductos ubicados en la parte activa de los mismos, donde tiene lugar el contacto de ambas fases.

Los conductos pueden ser simples orificios o estructuras más complejas, las cuales facilitan el transporte del gas hacia arriba forzando el contacto del líquido gas sobre la parte activa del plato. Existe una gran variedad de platos.



Ilustración 57: Torres fraccionamiento Gorgon

Todas las plantas que producen gas natural licuado, necesitan por lo menos una torre de fraccionamiento para producir un producto líquido que alcance las especificaciones que exigen los compradores. En caso de la unidad de fraccionamiento de *Gorgon*, está formada por tres torres situadas muy cerca entre sí como nos indica la *Ilustración 57: Torres fraccionamiento Gorgon* . En la *Ilustración 58: Esquema torre de fraccionamiento* se observan los diferentes componentes de la torre y sus flujos.

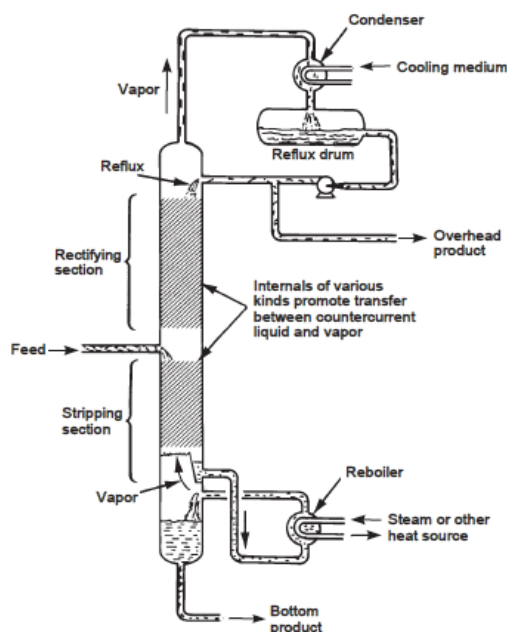
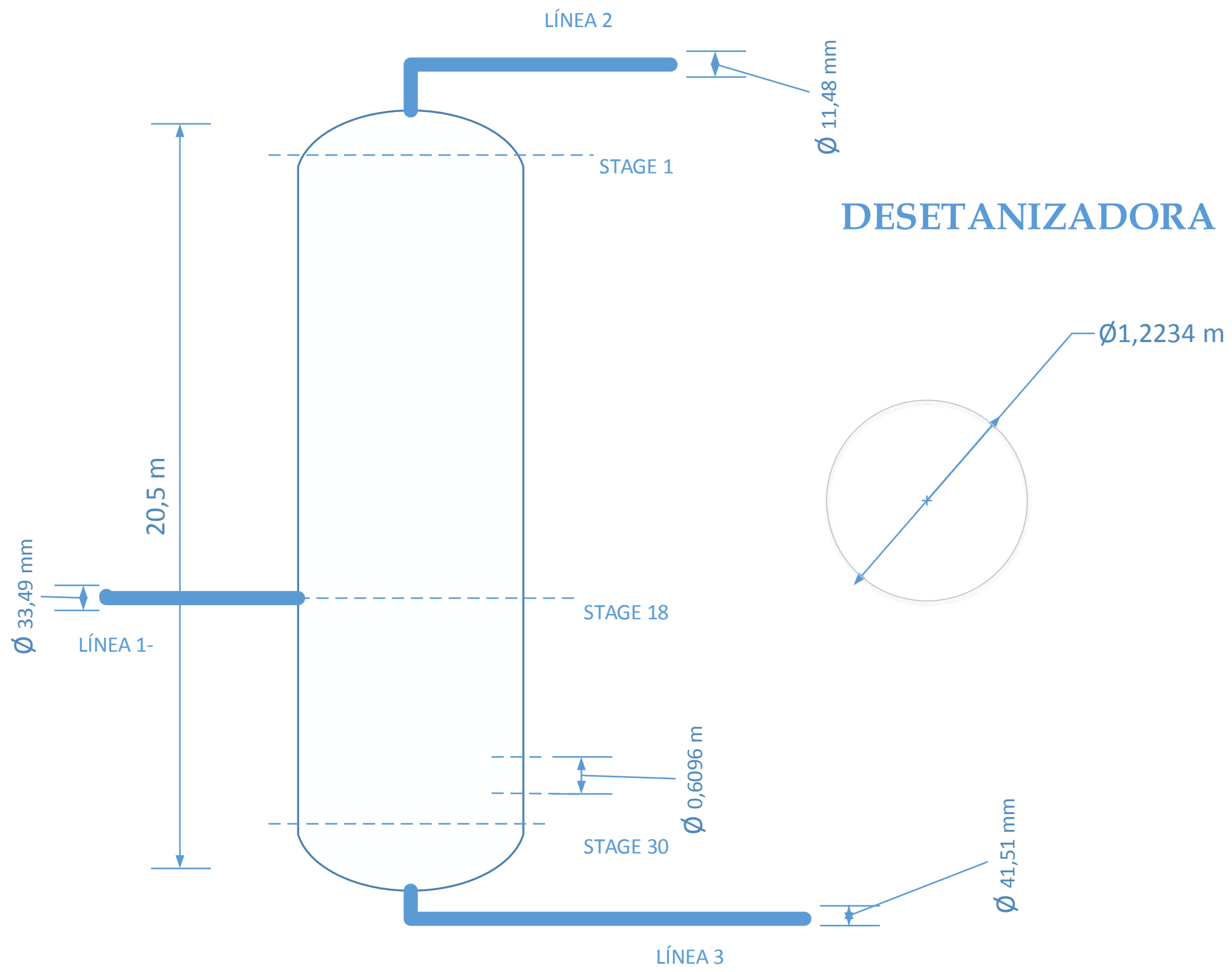


Ilustración 58: Esquema torre de fraccionamiento

El calor es aportado por el *reboiler* situado en la parte inferior de la columna, el cual produce vapor de *stripping*. Este vapor, asciende por la columna mezclándose con el líquido que descende en dirección opuesta al vapor. El vapor que sale por la parte superior de la columna entra en el condensador donde una parte será condensado y devuelto a la misma. El líquido que deja la columna por el fondo será enviado al reboiler donde parte será vaporizado, siendo este vapor retornado a la columna. Tanto el condensador como el *reboiler*, sirven para aumentar la pureza de los productos que salen tanto por cabeza como por fondo.

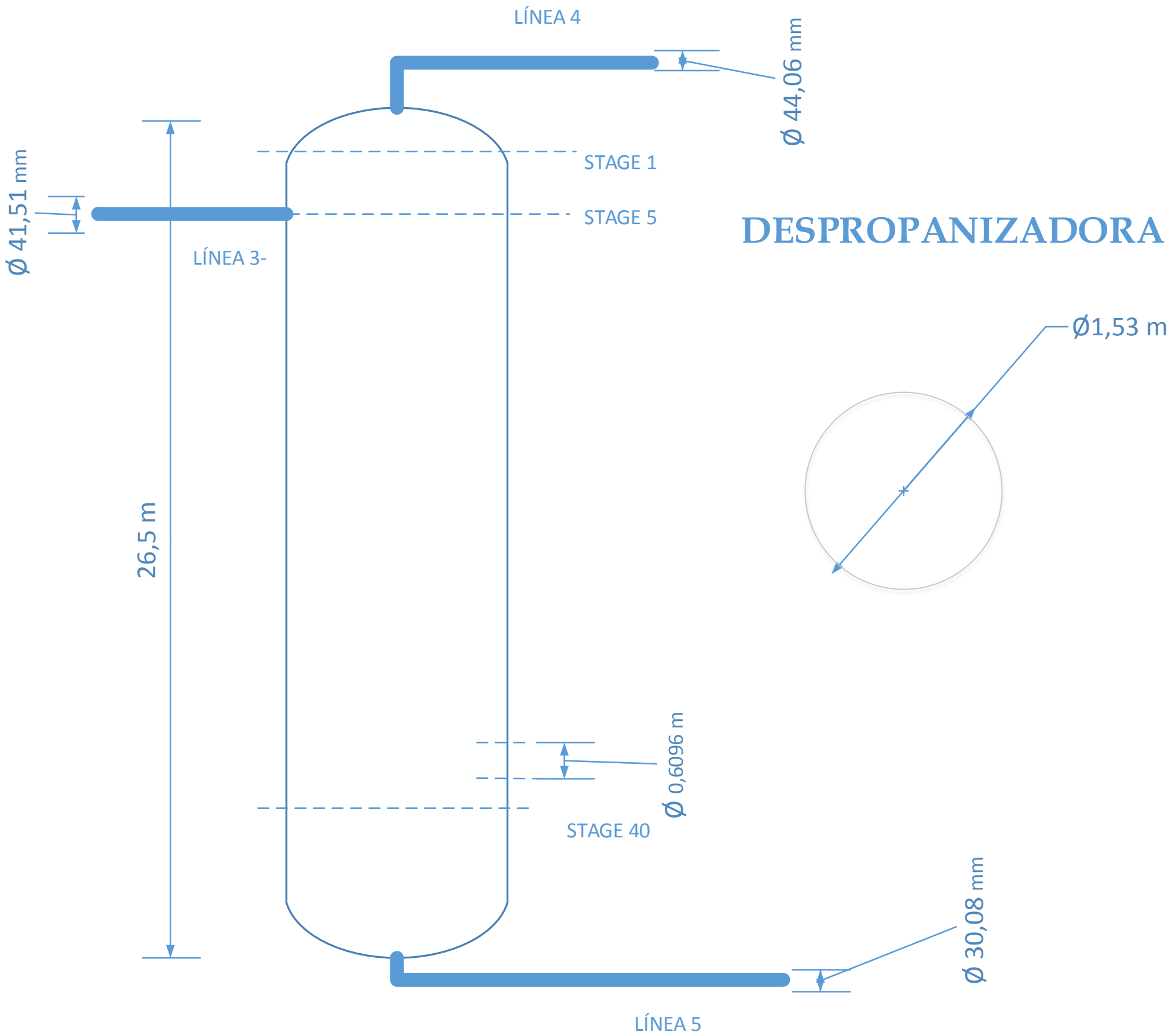


LÍNEA 1-: PRODUCTO DE ENTRADA

LÍNEA 2: PRODUCTO DE CABEZA (Etano y Metano)

LÍNEA 3: PRODUCTO DE FONDO (Propano, Butano y C5+)

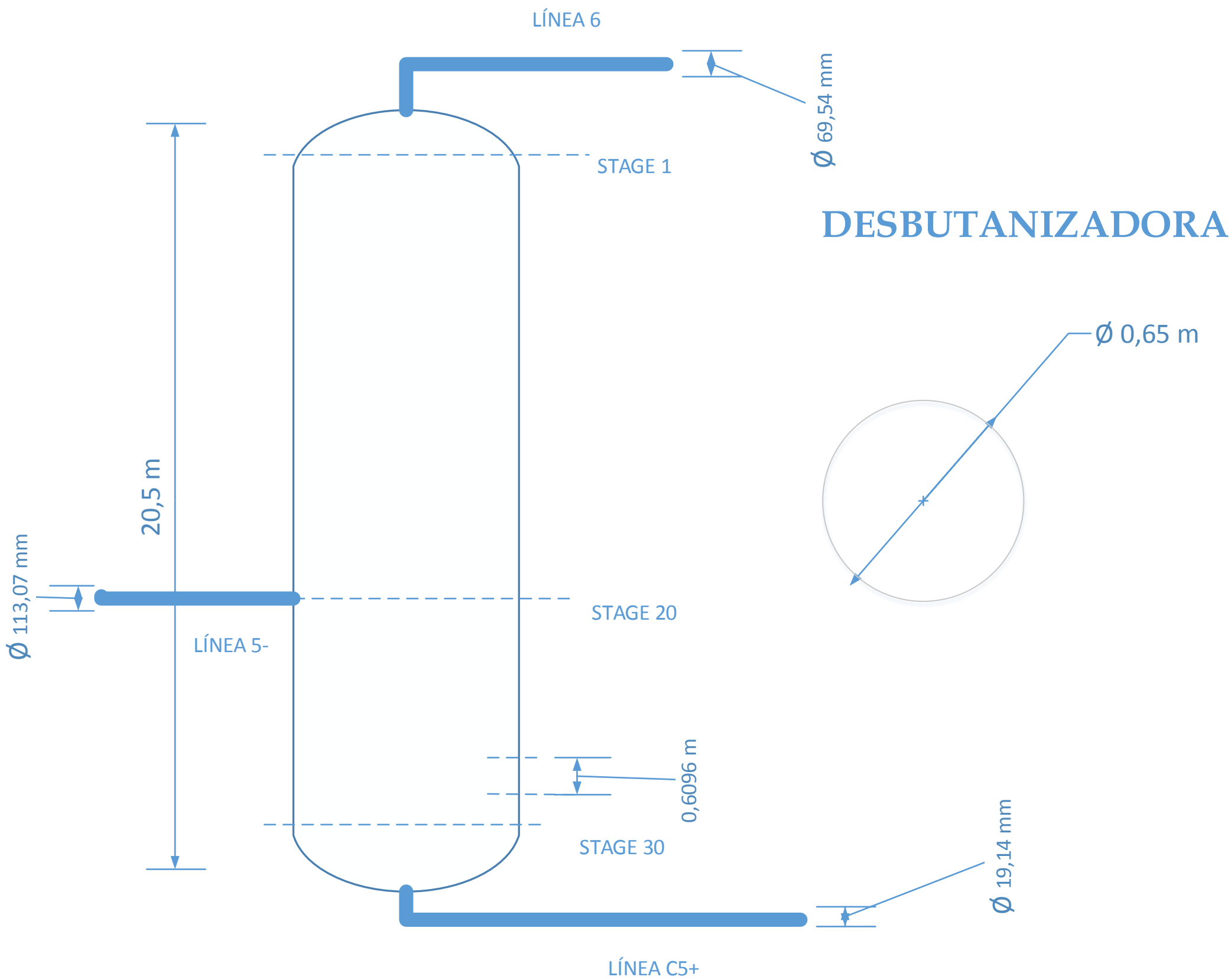
E.T.S. DE INGENIEROS DE MINAS Y ENERGÍA	
Autor: Diego Sánchez de León Aldama	UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO DE GLP's
Escala: 1:120.58 cm	
Fecha: 02/06/2015	TORRE DESETANIZADORA
Nº de plano: 1	
Nº de orden: 1	



DESPROPANIZADORA

E.T.S. DE INGENIEROS DE MINAS Y ENERGÍA	
Autor: Diego Sánchez de León Aldama	UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO DE GLP´s
Escala: 1:120.58 cm	
Fecha: 02/06/2015	
Nº de plano: 2	TORRE DESPROPANIZADORA
Nº de orden: 2	

- LÍNEA 3-: PRODUCTO DE ENTRADA
- LÍNEA 4: PRODUCTO DE CABEZA (Propano 98% molar)
- LÍNEA 5: PRODUCTO DE FONDO (Butano y C5+)



LÍNEA 5-: PRODUCTO DE ENTRADA

LÍNEA 6: PRODUCTO DE CABEZA (Butano 98% molar)

LÍNEA C5+: PRODUCTO DE FONDO (C5+)

E.T.S. DE INGENIEROS DE MINAS Y ENERGÍA	
Autor: Diego Sánchez de León Aldama	UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO DE GLP's
Escala: 1:120.58 cm	
Fecha: 02/06/2015	
Nº de plano: 3	TORRE DESBUTANIZADORA
Nº de orden: 3	

ANEXO B: DISEÑO DE PLATOS

Existen gran variedad de platos para la utilización en columnas de fraccionamiento. Los platos utilizados en las torres de fraccionamiento son de *Bubble cup* como se muestra en la *Ilustración 59: Plato torres de fraccionamiento*,



Ilustración 59: Plato torres de fraccionamiento

Dichos platos son los más caros y complejos. Se caracterizan un elemento de contacto gas-líquido llamado casquete de burbujeo móvil. El nivel de líquido se mantiene en la parte superior de la bandeja y el vapor caliente desde debajo del plato empujado a través del casquete de burbujeo que hace contacto con el líquido.

Esto produce una caída de presión alta, pero aumenta el arrastre de líquido por el vapor. La bandeja de burbuja casquillo tiene un funcionamiento estable y alta flexibilidad. Para un mayor entendimiento, la *Ilustración 60: Bubble Cup*, muestra de forma gráfica el diseño de cada casquete.

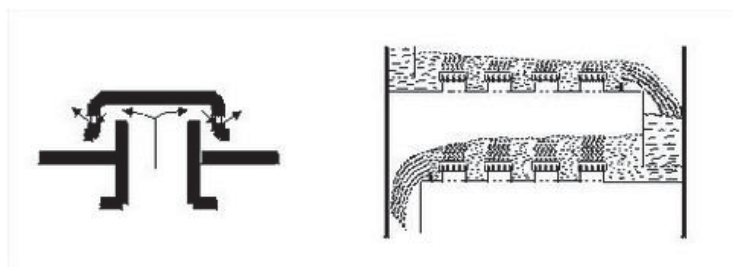
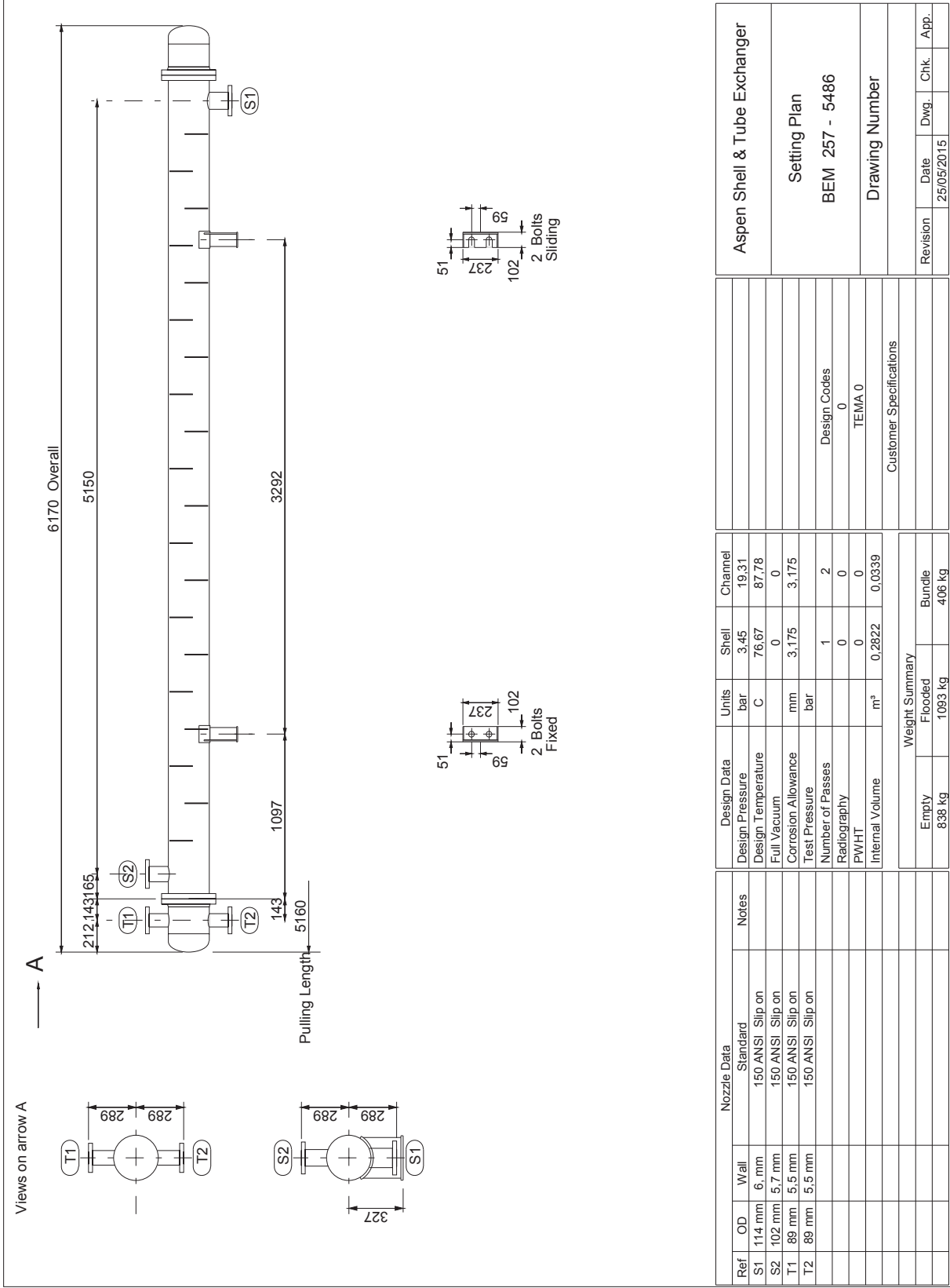


Ilustración 60: Bubble Cup

ANEXO C: INTERCAMBIADORES DE CALOR

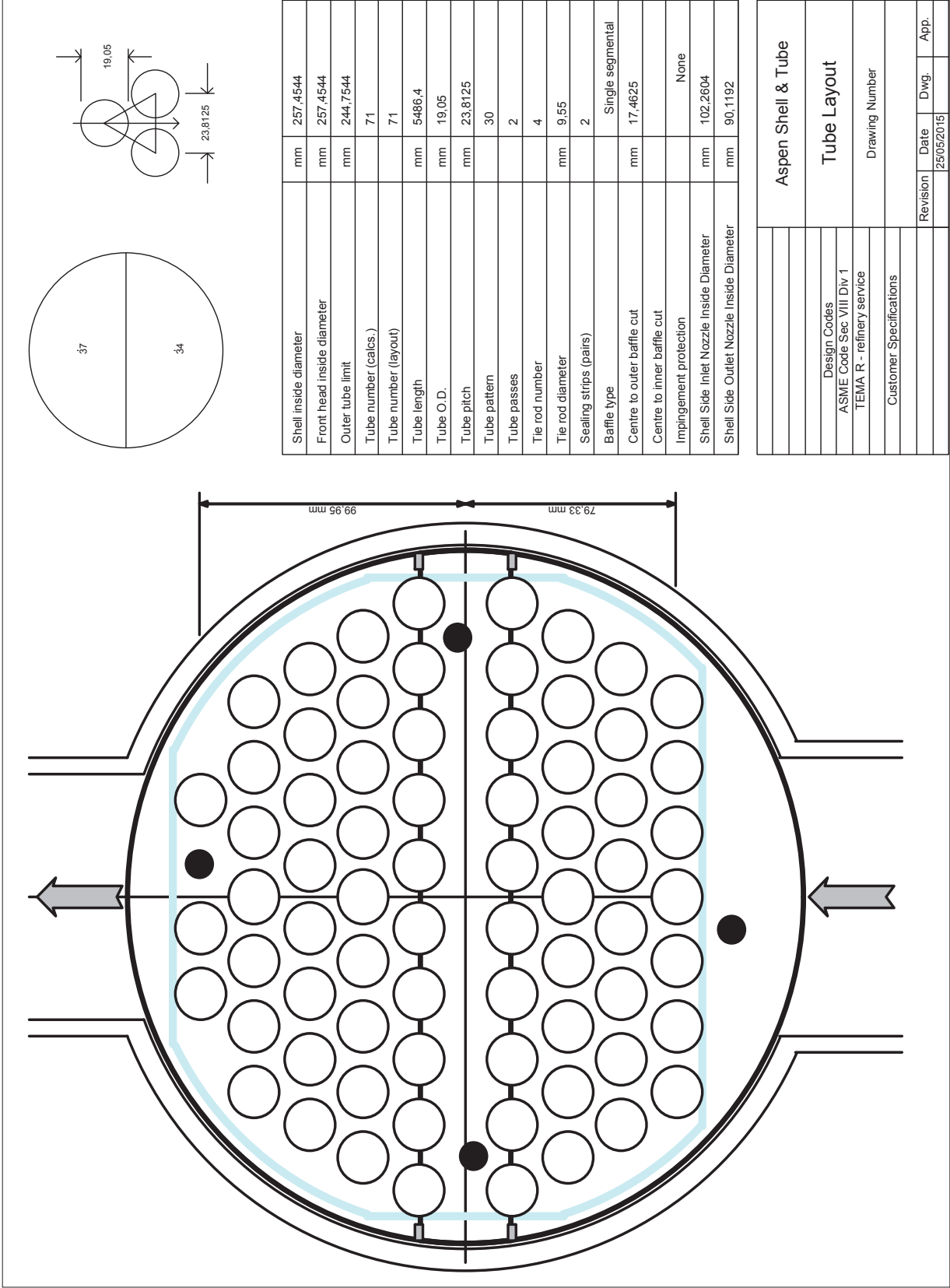
Setting Plan



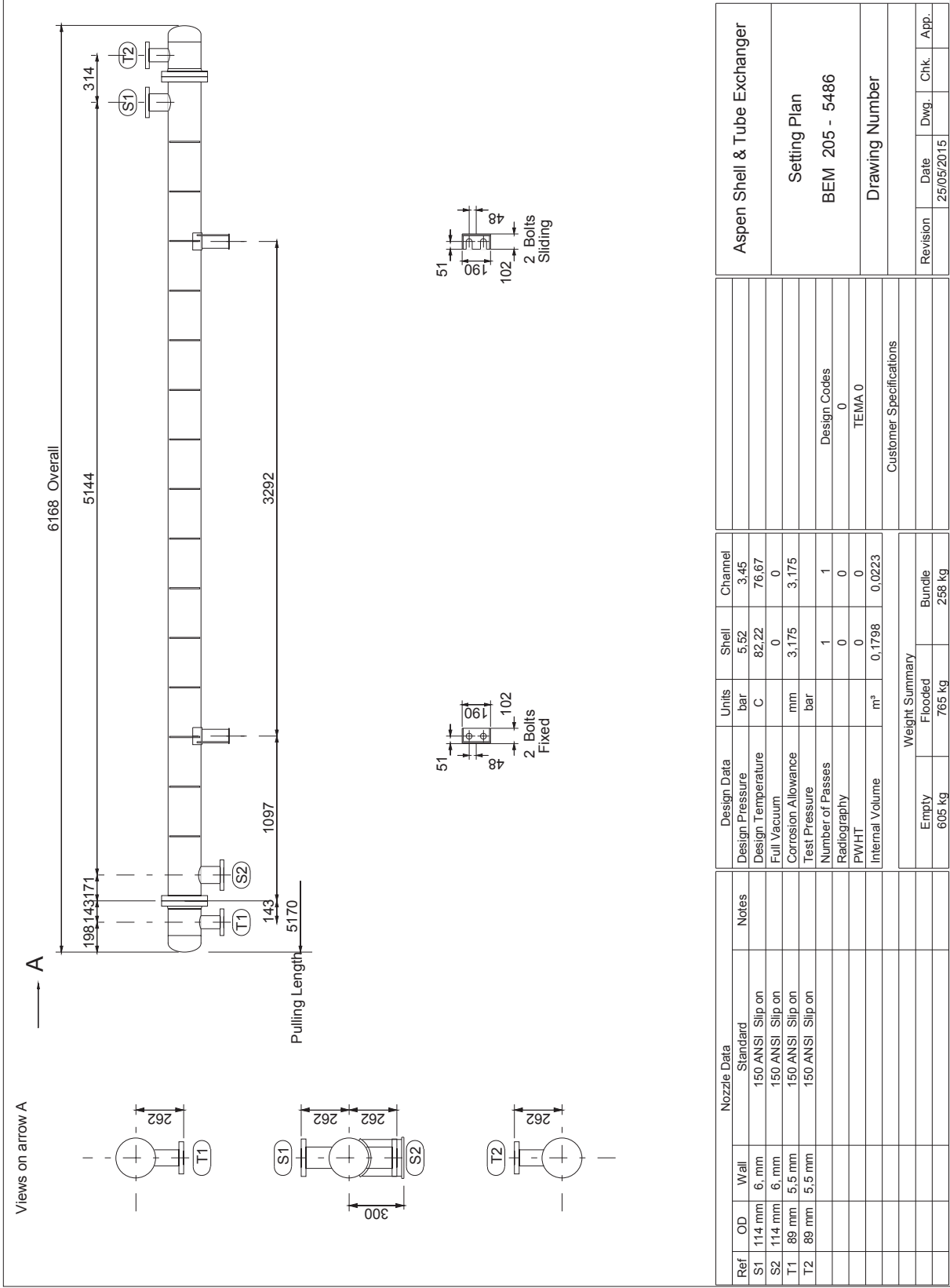
File: IntercambiadorWpropano.EDR

Printed: 25/05/2015 at 10:03:27

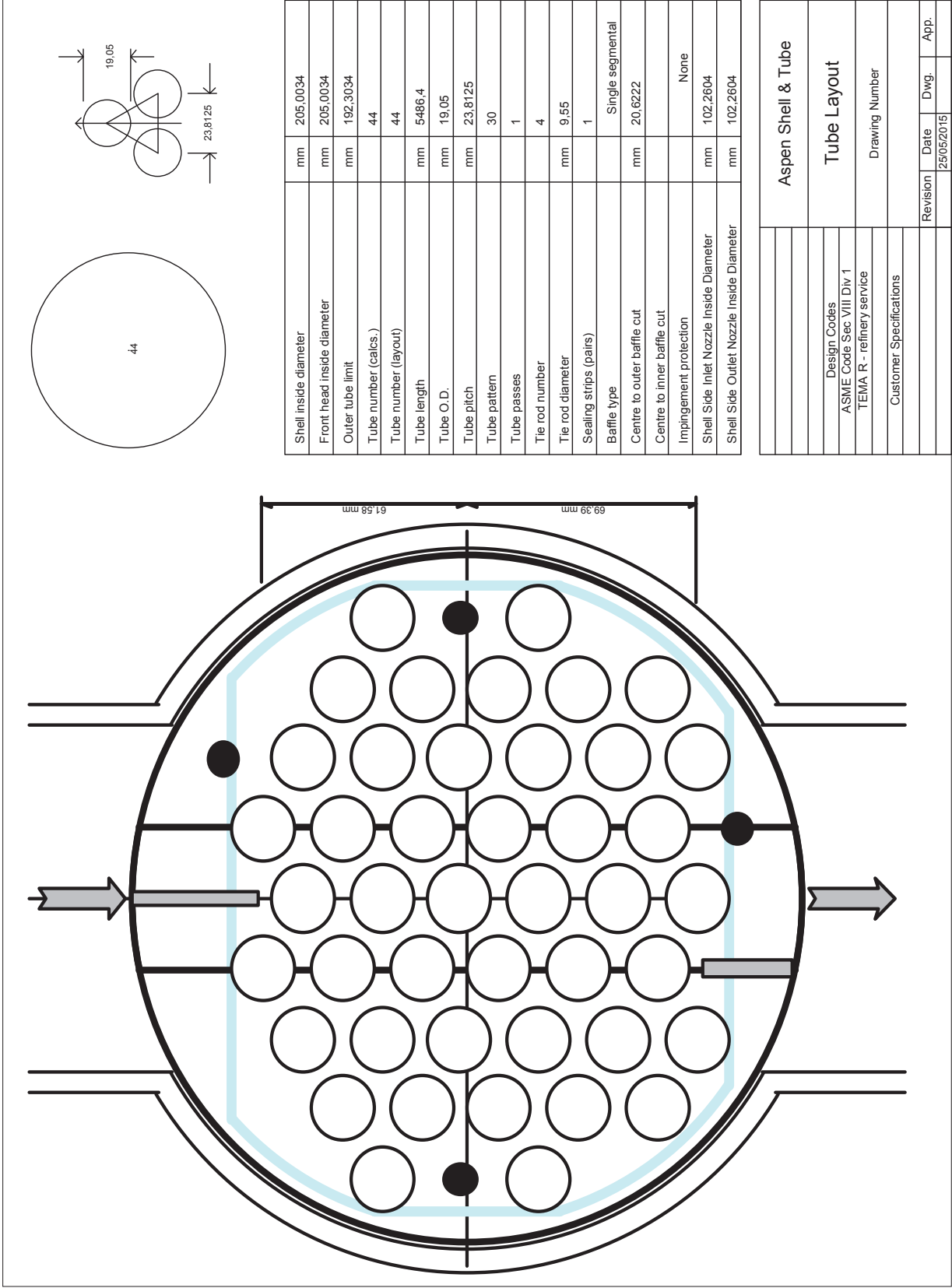
Tube Layout



Setting Plan



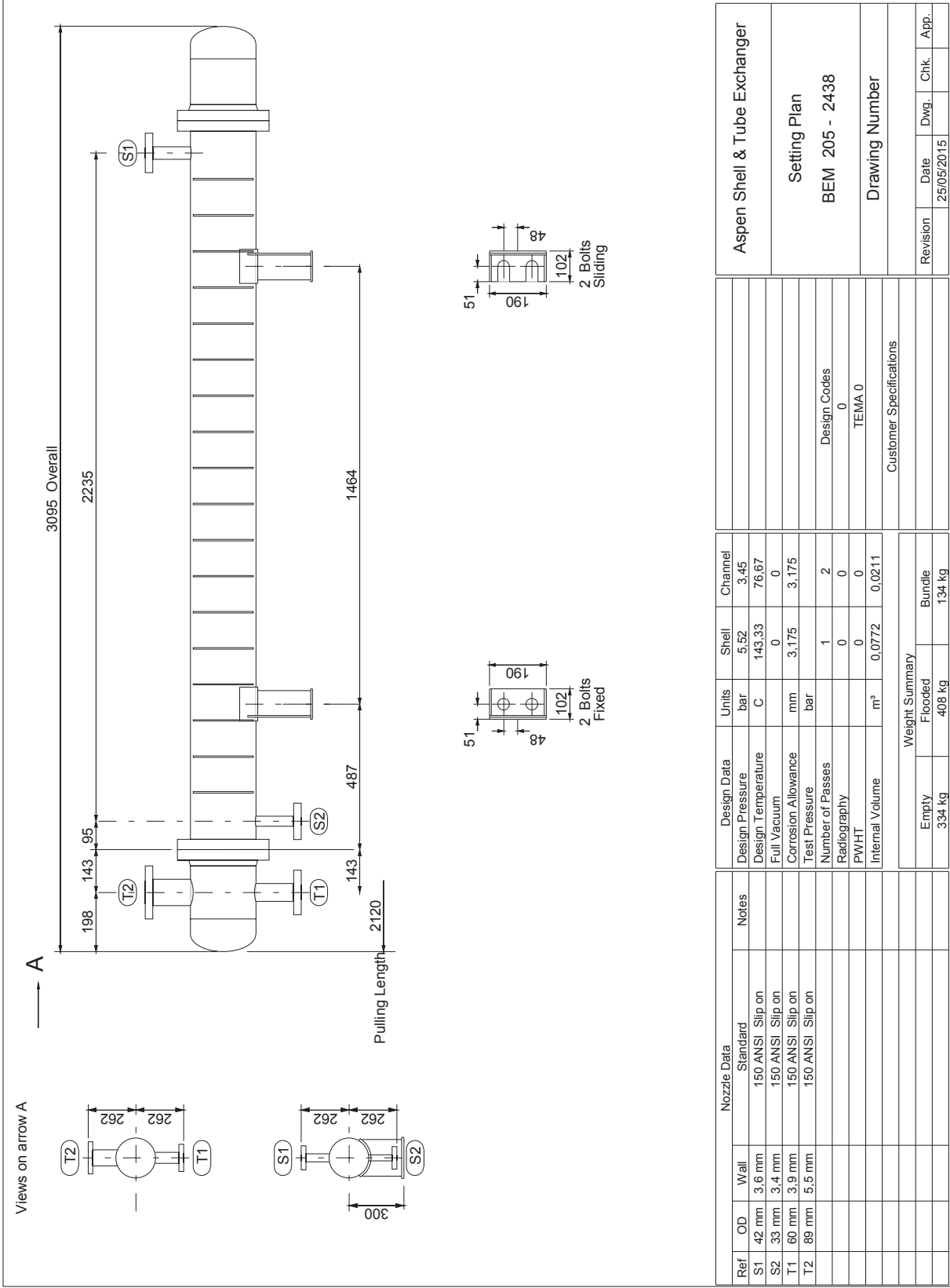
Tube Layout



File: IntercambiadorWc5+.EDR

Printed: 25/05/2015 at 10:23:49

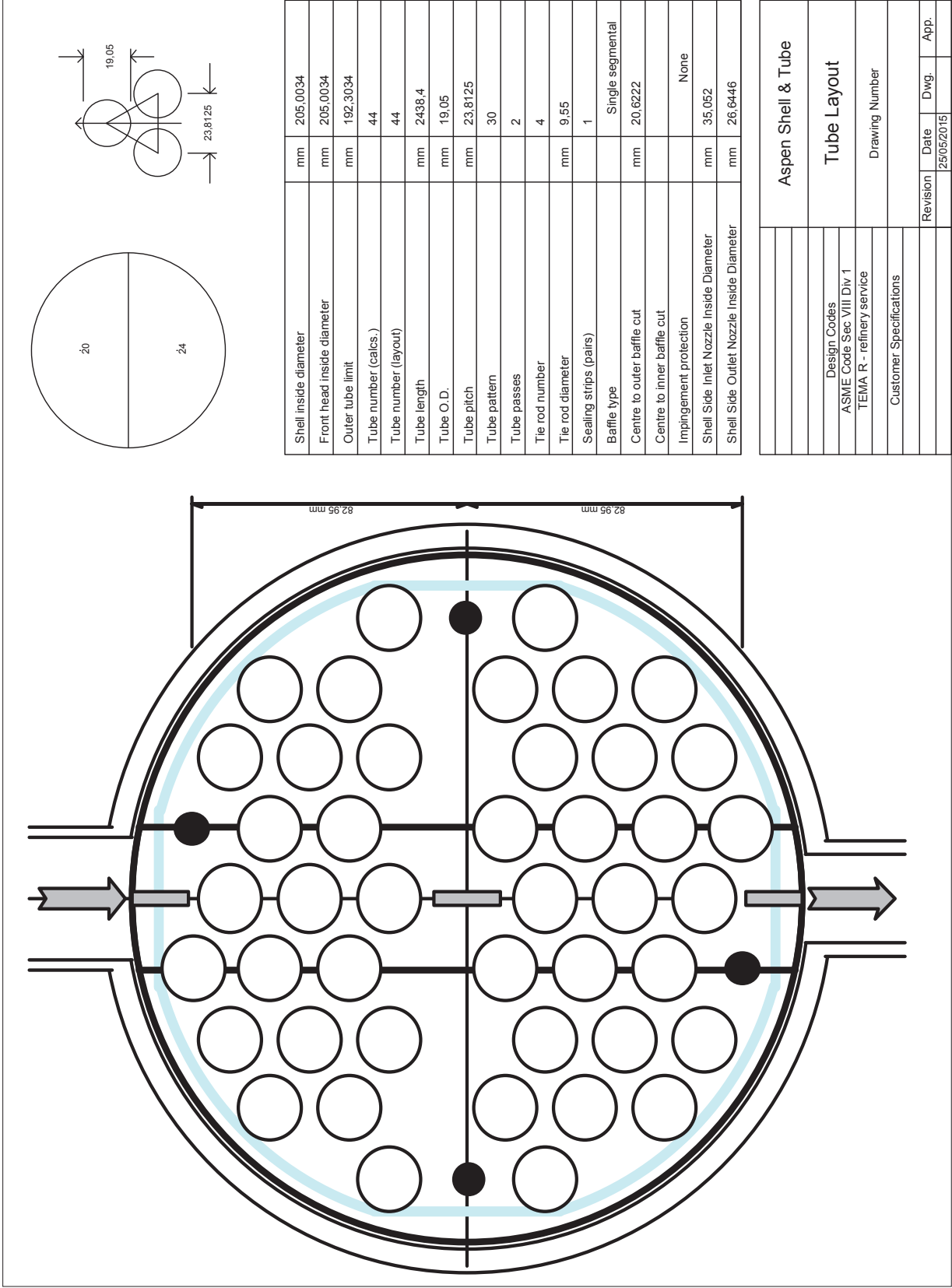
Setting Plan



File: IntercambiadorWc5+.EDR

Printed: 25/05/2015 at 10:23:49

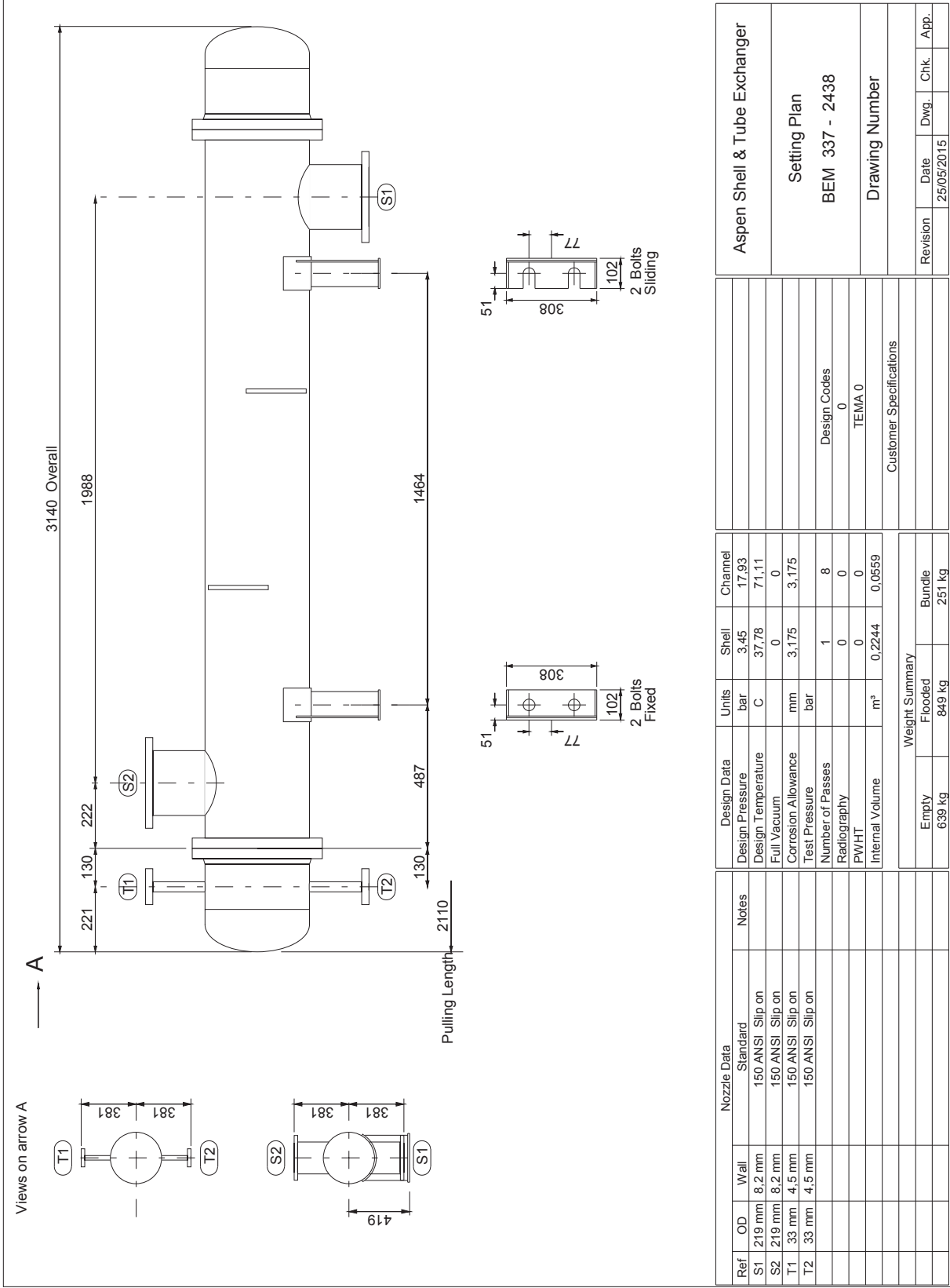
Tube Layout



File: IntercambiadorPpropano.EDR

Printed: 25/05/2015 at 10:33:30

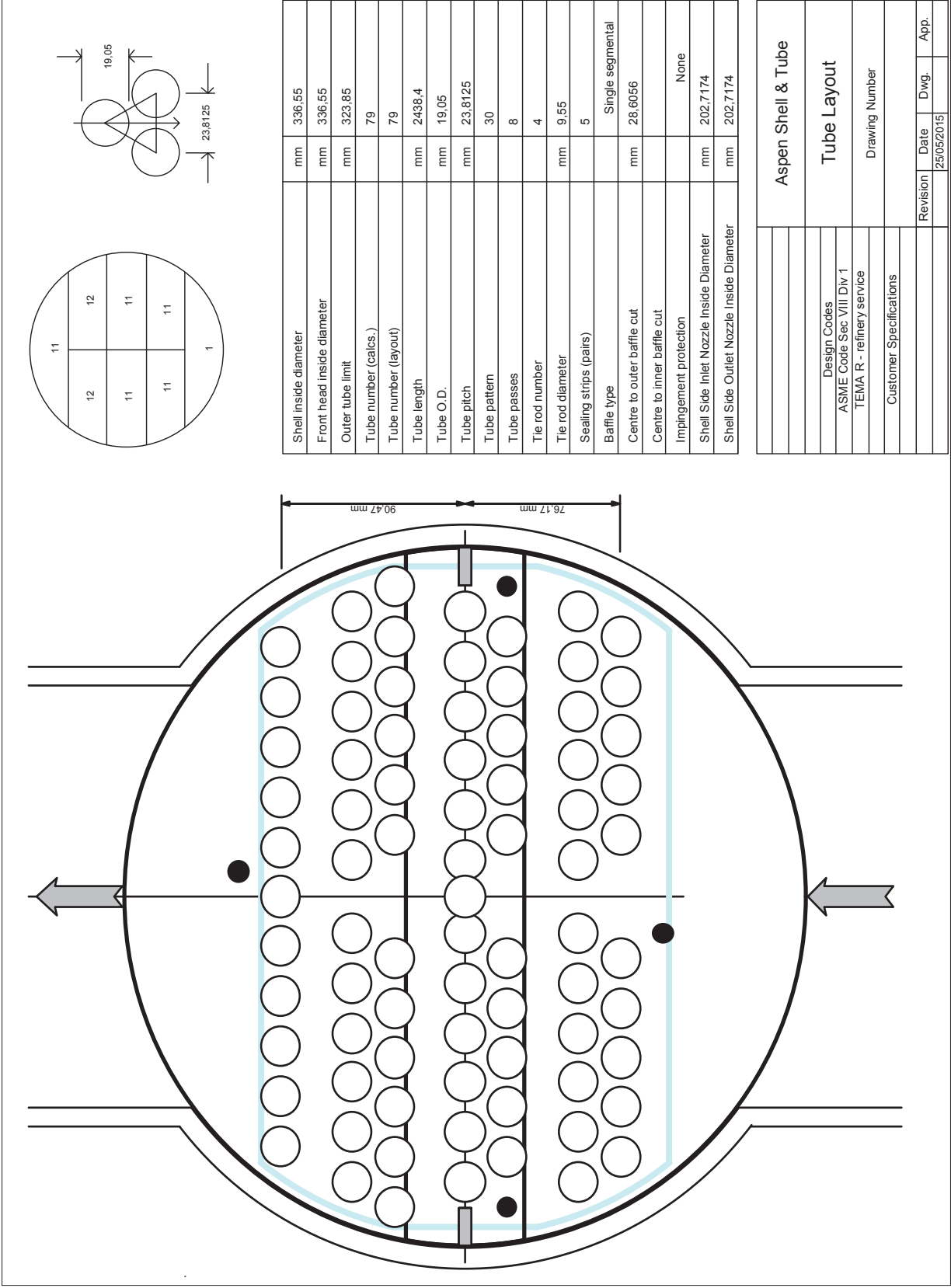
Setting Plan



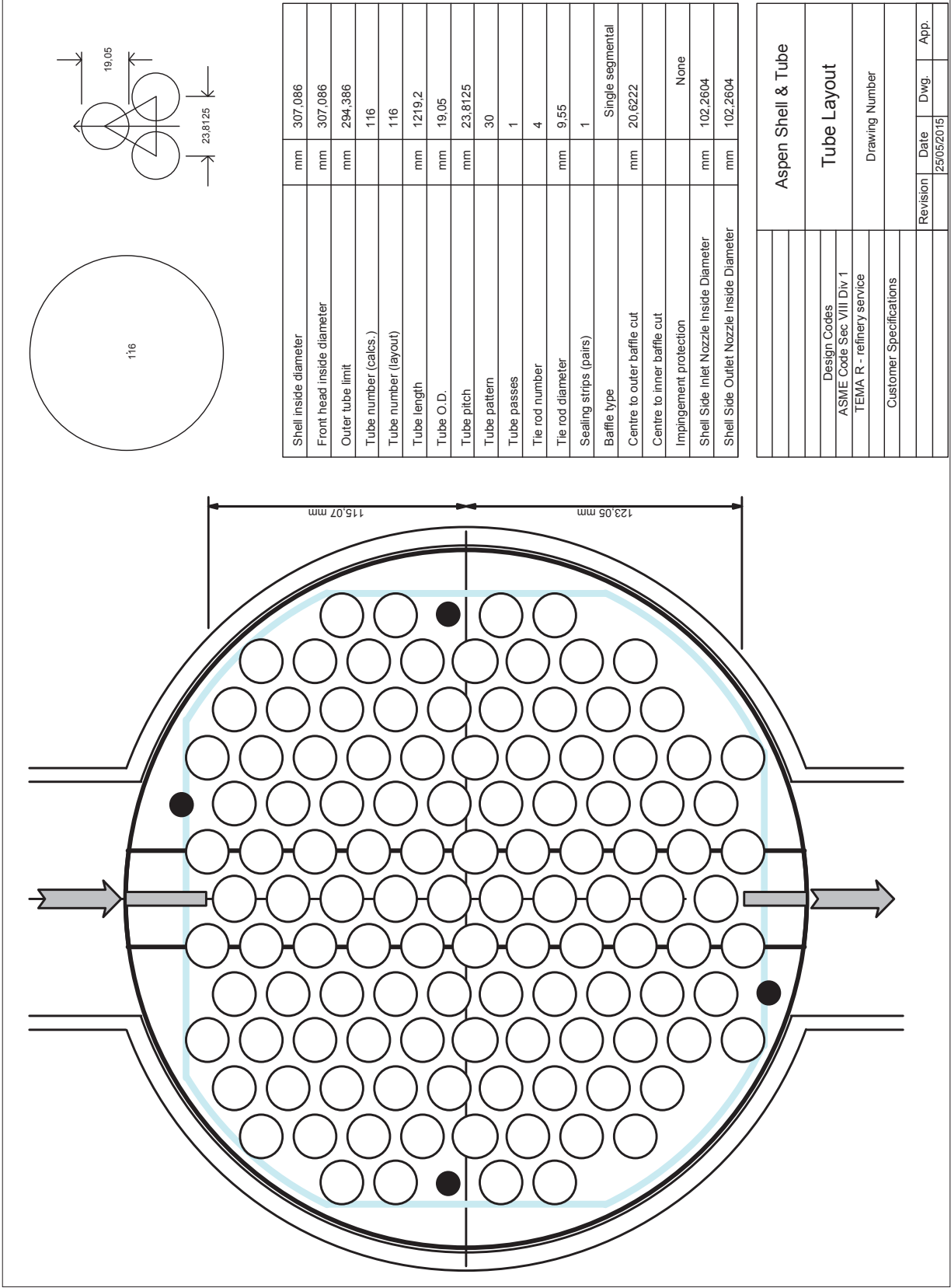
File: IntercambiadorPpropano.EDR

Printed: 25/05/2015 at 10:33:30

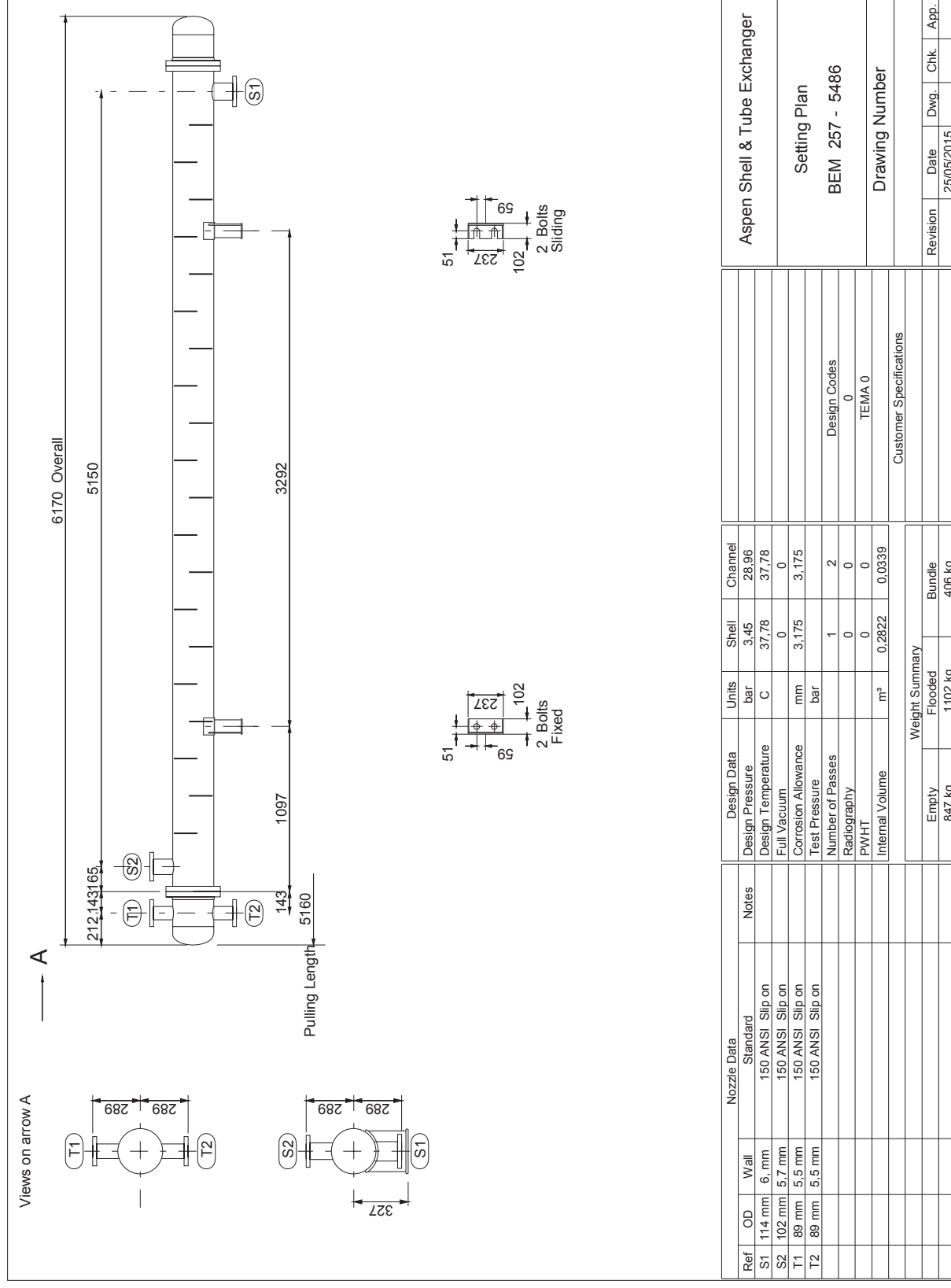
Tube Layout



Tube Layout



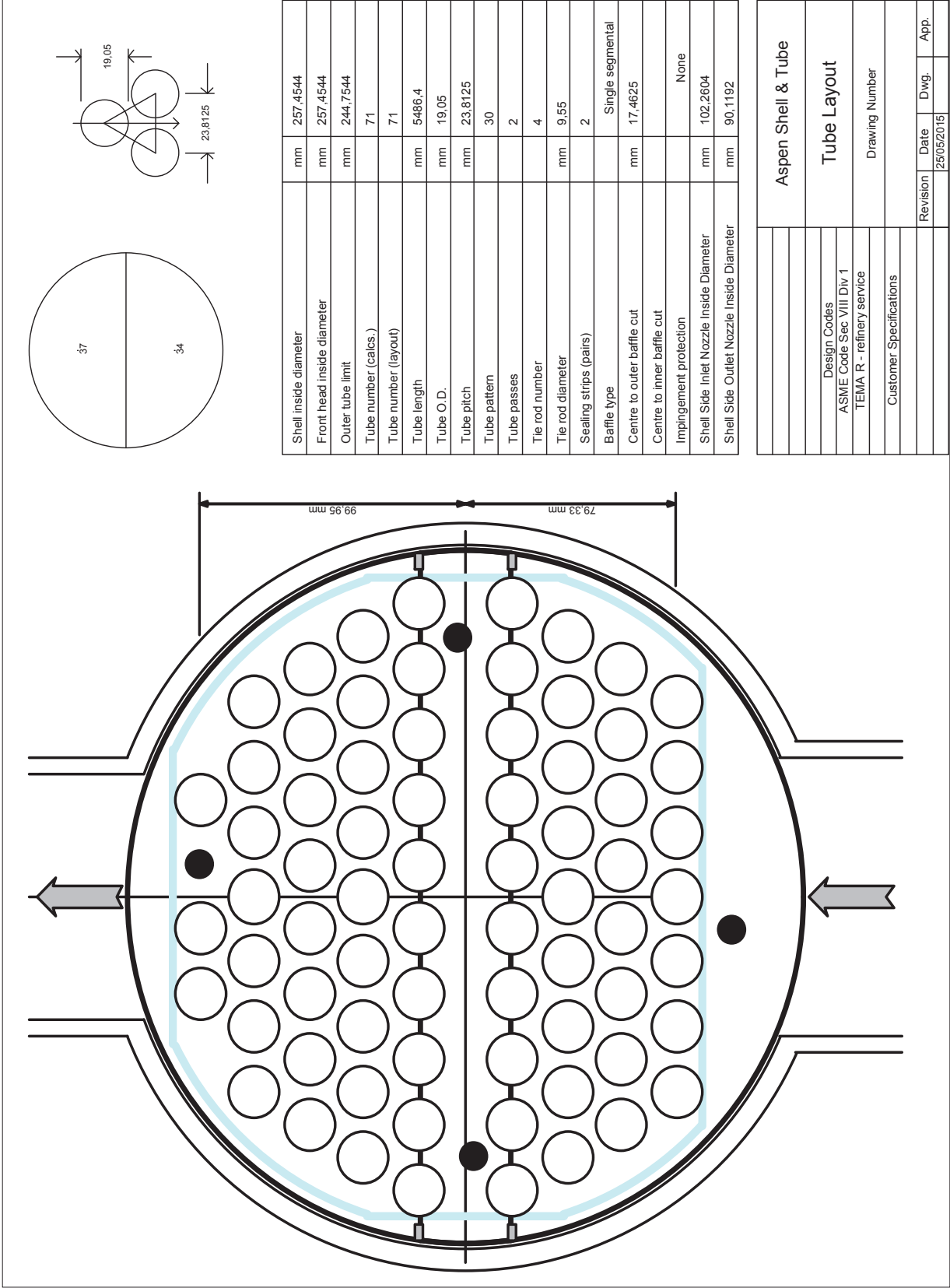
Setting Plan



File: CondensadorDesetanzadora.EDR

Printed: 25/05/2015 at 10:38:31

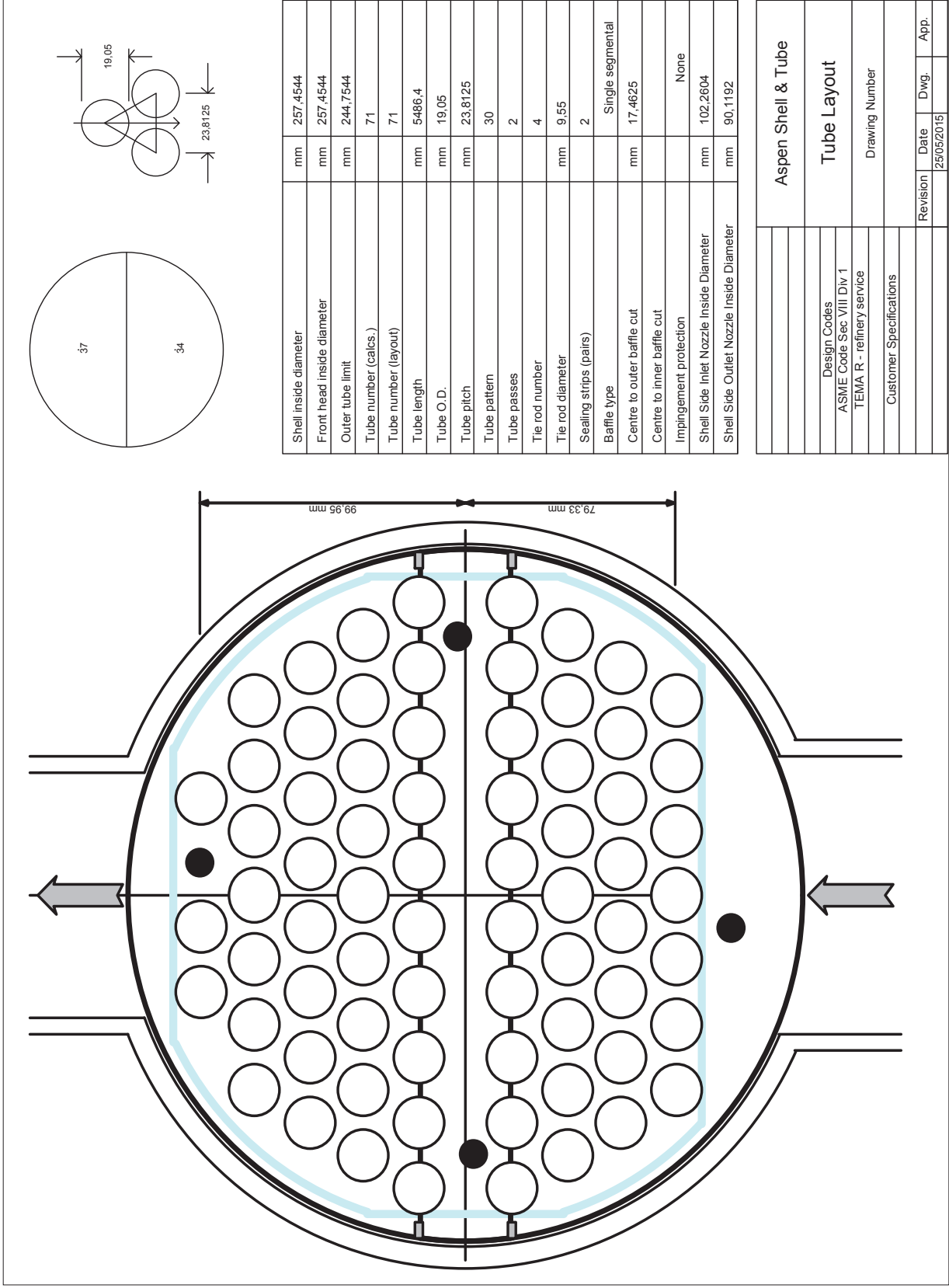
Tube Layout



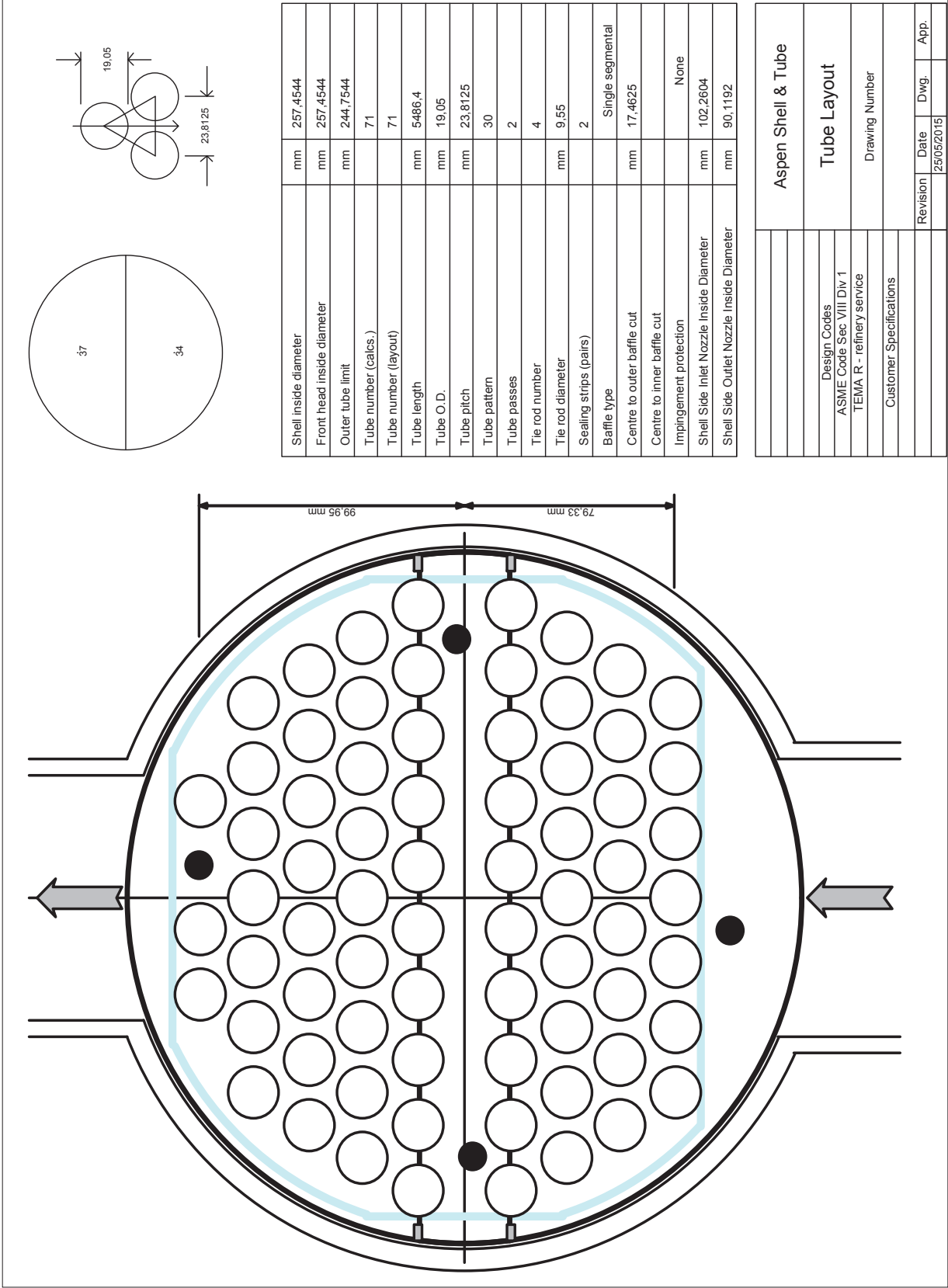
File: CondensadorDespropanizadora.EDR

Printed: 25/05/2015 at 10:40:42

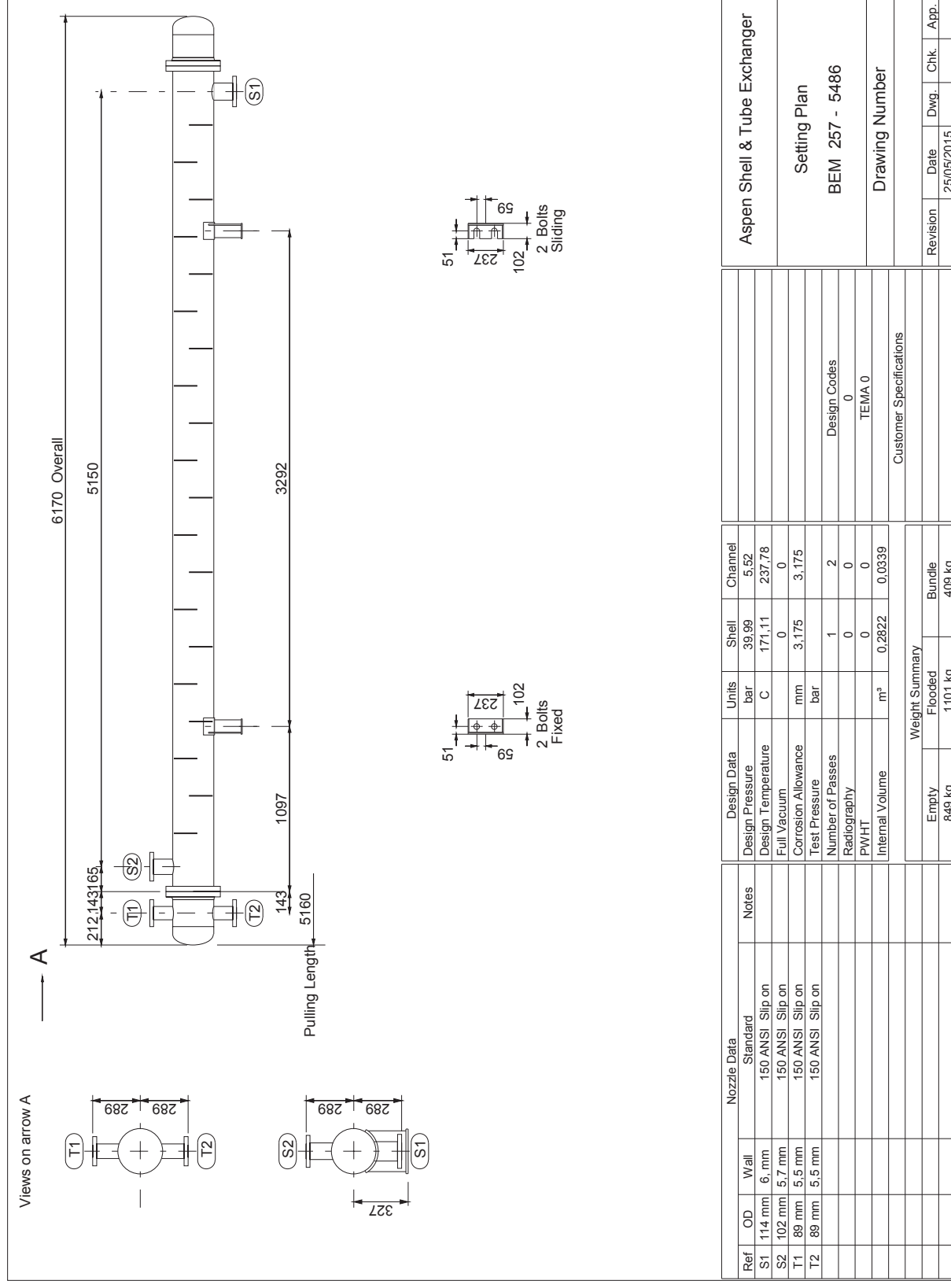
Tube Layout



Tube Layout



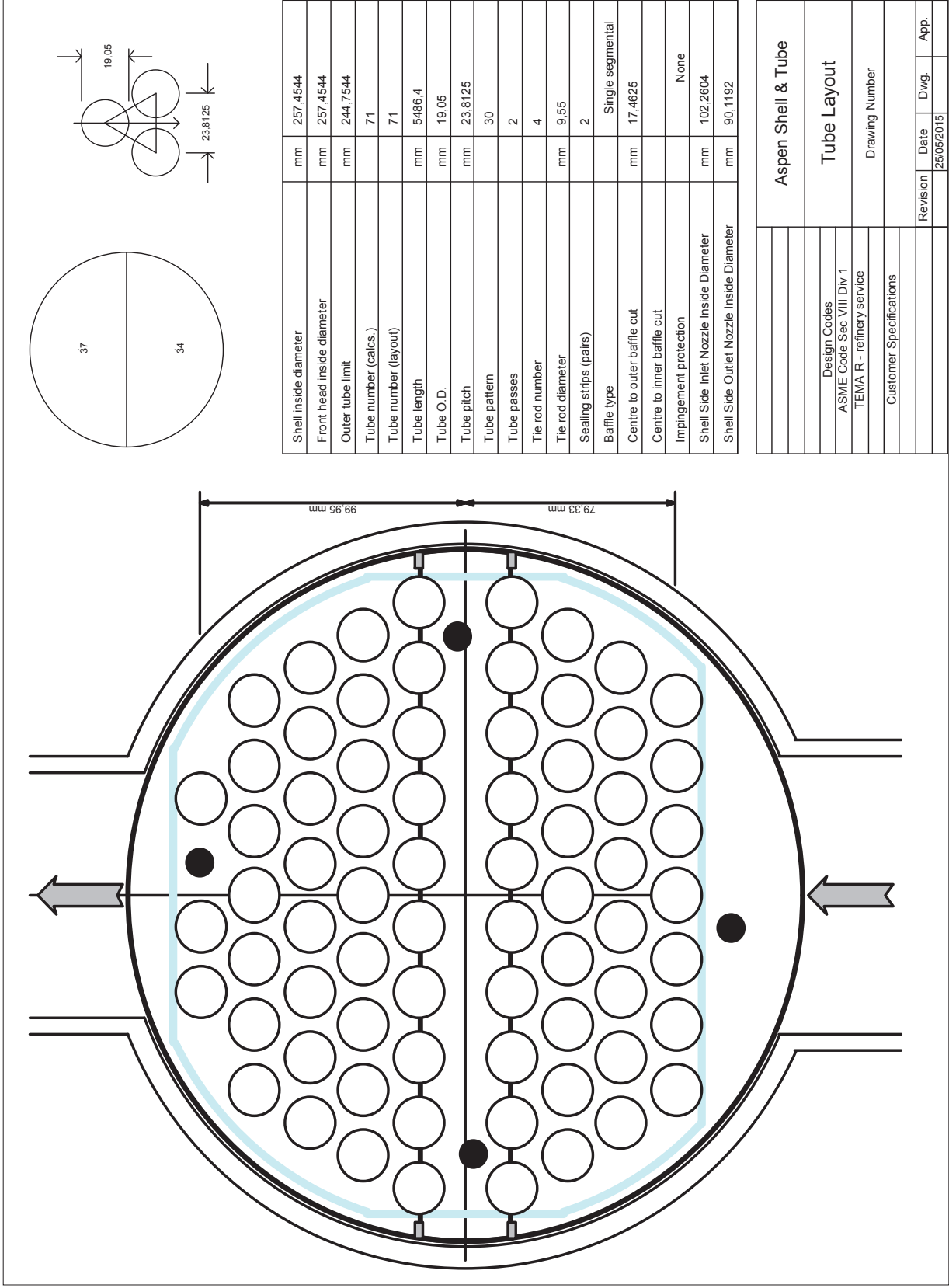
Setting Plan



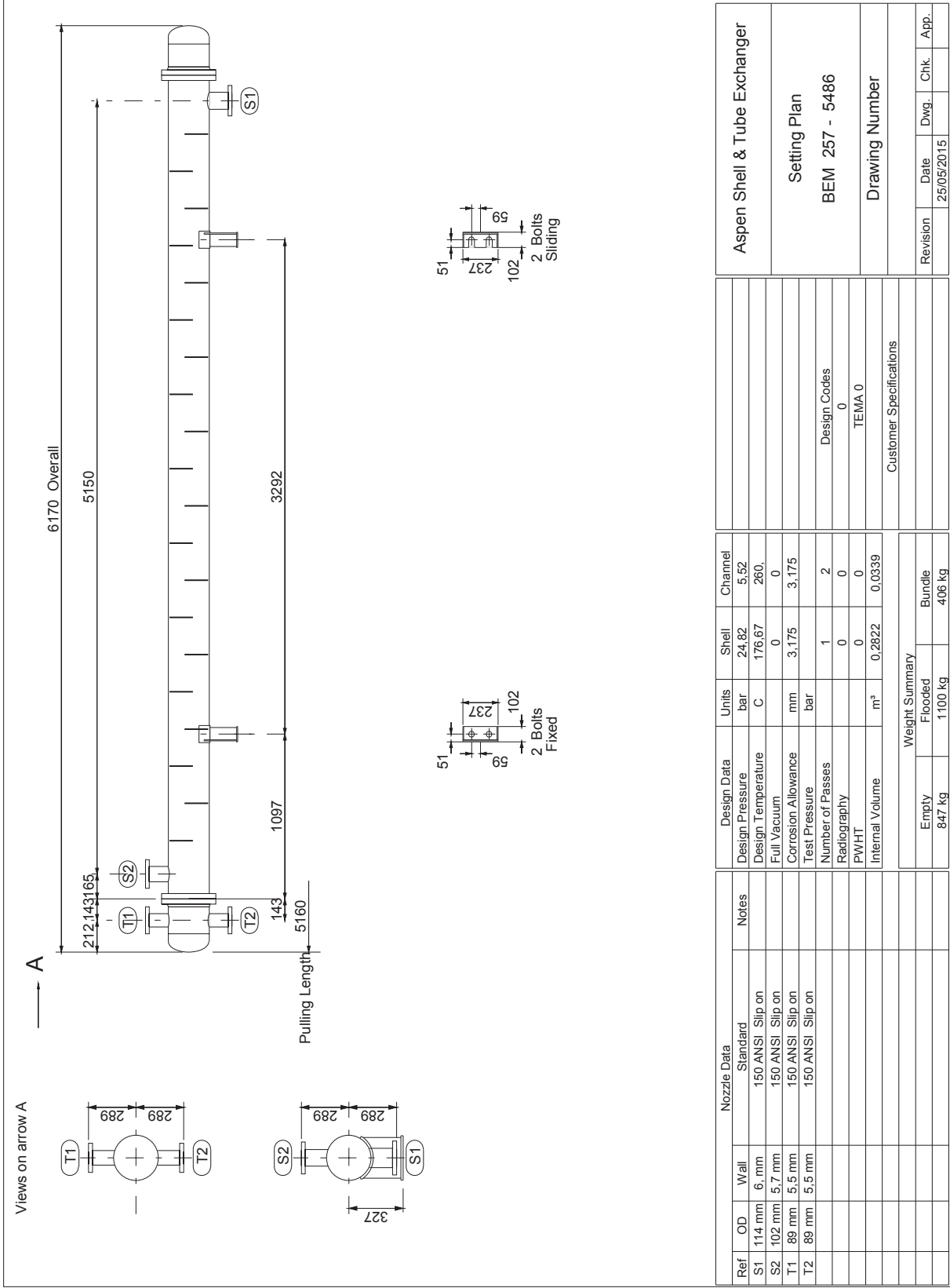
File: ReboilerDesetanizadora.EDR

Printed: 25/05/2015 at 10:46:41

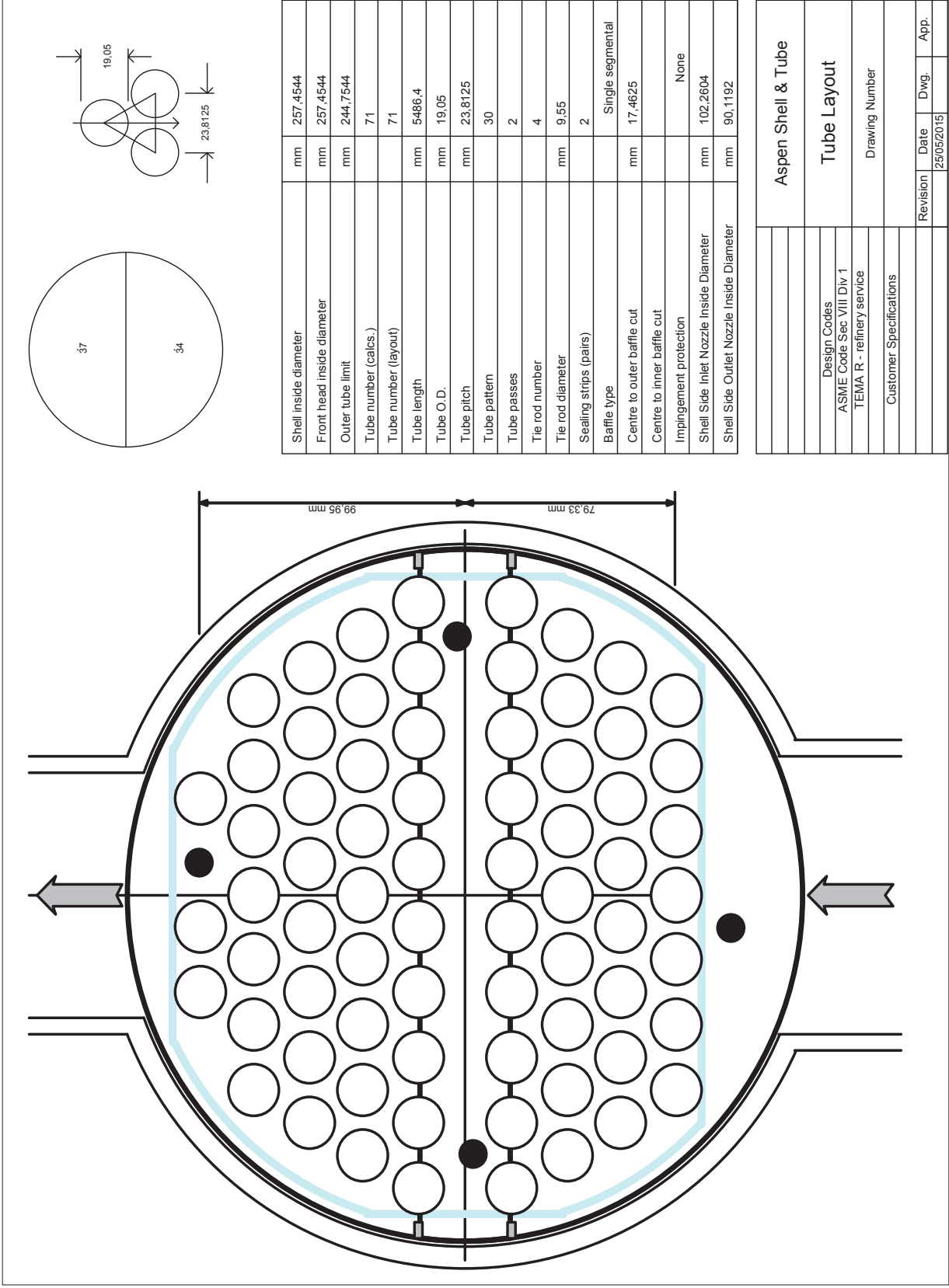
Tube Layout



Setting Plan



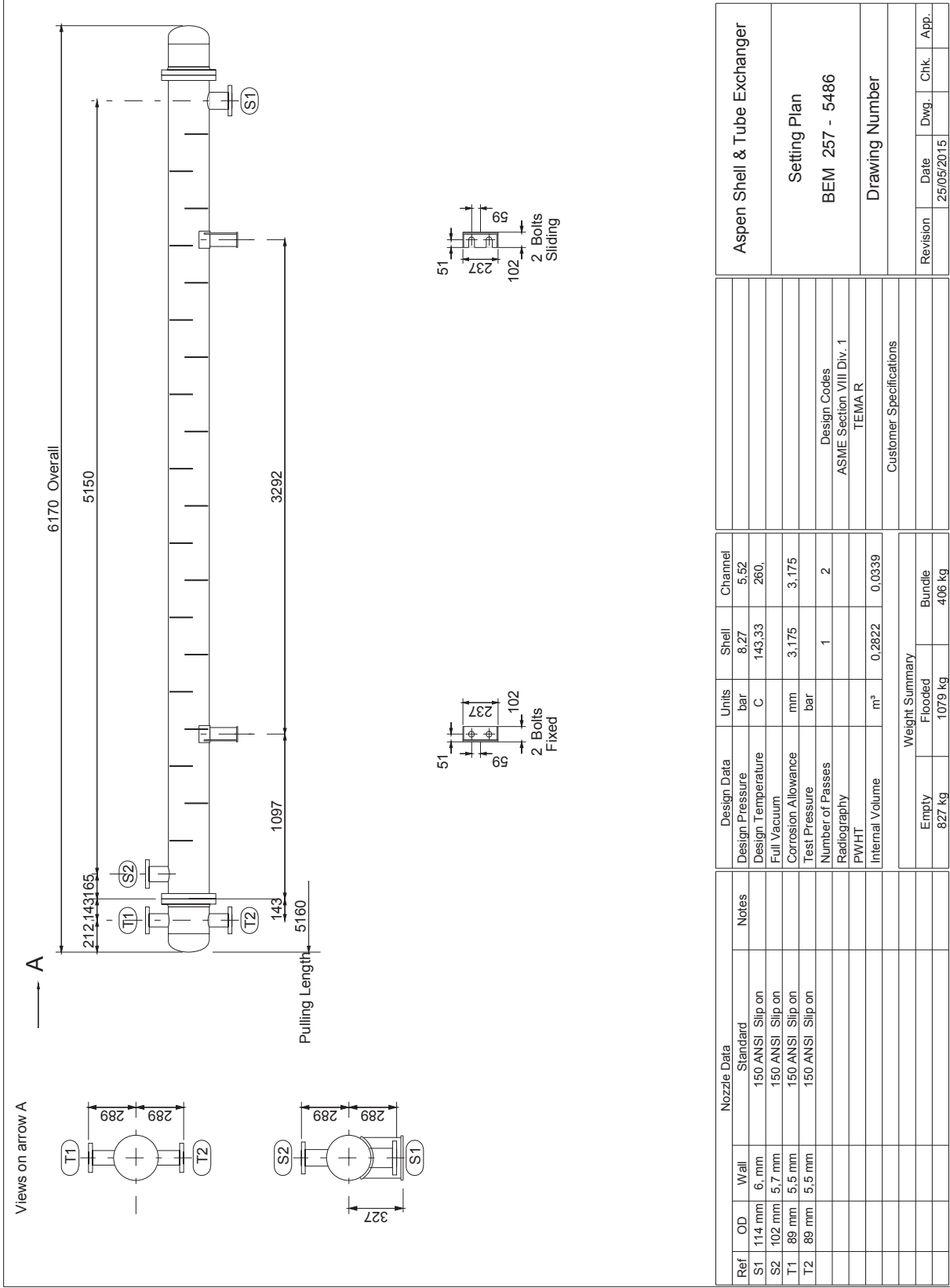
Tube Layout



File: ReboilerDesbutanizadora.EDR

Printed: 25/05/2015 at 11:04:36

Setting Plan



ANEXO D: LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

La central de *Gorgon*, es un megaproyecto para proveer gas y gas licuado natural a través de la creación de una serie de conductos y una planta de gas doméstico.

Su construcción se lleva a cabo al oeste de Australia (*Ilustración 61: Localización central*), implicando el desarrollo de los campos de gas del Gran Gorgon. Está formado por infraestructura submarina de recolección de gas y una planta de gas natural licuado en la Isla Barrow. El proyecto también incluye un componente de gas doméstico. Una vez construido se estima que Australia se convertirá en el cuarto exportador de gas natural licuado.

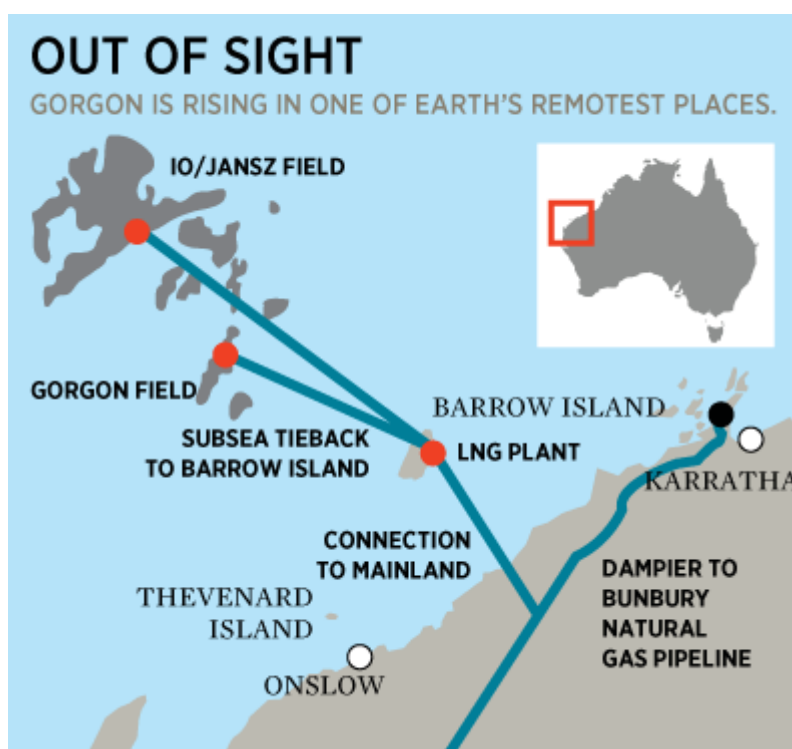


Ilustración 61: Localización central

El Gran Gorgon se refiere a un grupo de varios campos de gas, que incluye a Gorgon Chandon, Geryon, Orthrus, Maenad, Eurytion, Urania, Chrysaor, Dionysus, Jansz/Io, y West Tryal Rocks, situado en la sub cuenca Barrow de la cuenca Carnarvon, un área comúnmente conocida como la Plataforma Norte Oeste. El campo Gorgon está localizado a unos 130 kilómetros de la costa noroeste de Australia, donde la profundidad del agua es de aproximadamente 200 m. Otros campos en el grupo se encuentran al norte como Jansz- Io, que cubre un área de 2,000 km² con una profundidad acuática de 1,300 m. La Isla Barrow está frente a la costa de Pilbara a 85 km al norte-noreste de Onslow y a 140 km del oeste de Karratha. El grupo más grande de islas incluye

Montebello y Lowendal. Es de 25 km de largo y 10 km de ancho, cubriendo 235 km cuadrados.



Ilustración 62: Plano central

En la *Ilustración 62: Plano central* se observa la vista aérea de plano acerca de cómo lucirá este complejo gasífero, formado por 300 ha de terreno que han sido adquiridas en la Isla de Barrow, 15 Mt de gas natural licuado por año y 300 TJ por día generados en la planta de gas doméstico.

La primera perforación fue el 1 de diciembre de 2009. La producción finalizará entre el año 2054 y 2074. Utilizando inicialmente 18 pozos, el gas será entregado a través de sistemas de recolección y tuberías submarinas a la costa noroeste de la Isla Barrow, mediante un sistema de tuberías subterráneas a las instalaciones de licuado y tratamiento de gas en la costa sureste de la isla. La planta consistirá en 3 complejos de licuado y purificación, cada uno con la capacidad de producir una nominalmente 5 Mt por año.

El dióxido de carbono que comprende alrededor del 15% de la corriente del gas crudo, se eliminará y se inyectará en formaciones profundas debajo de la isla. El gas natural licuado y

los condensados, inicialmente almacenados en tanques en tierra, se descargarán desde 2,100 metros del muelle en graneleros de gas natural licuado y tanques petroleros, para su entrega a clientes extranjeros. El gas natural para uso doméstico será exportado por un gasoducto submarino de 70 km a tierra firme para ser llevado a clientes locales. En la *Ilustración 63: Construcción central*, se observa la central y su entrada en el mar al final de la misma.



Ilustración 63: Construcción central

El impacto económico de la central sobre su localización es el siguiente: Creación de 6,000 puestos de trabajo en el Oeste de Australia en el pico de la fase de construcción. Más de 3,500 empleos directos e indirectos durante la vida útil del proyecto. Un incremento del Producto Interior Bruto australiano en 64.3 B\$ (en valor actual neto) y por último, 33 B\$ en gastos de bienes y servicios adquiridos localmente.

ANEXO E:
ESQUEMA UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO DE
GLP's

